



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA  
DE MÉXICO

FACULTAD DE QUÍMICA

DESARROLLO DE METODOLOGÍAS CON  
OBJETIVOS AMBIENTALES APLICADAS A LA  
PLANTA PRIMARIA I, TULA, HIDALGO

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE:

INGENIERA QUÍMICA

P R E S E N T A

RUTH CLAUDIA BUENDÍA HERNÁNDEZ

ASESOR: ING. CELESTINO MONTIEL MALDONADO



MÉXICO, D.F.



2002

EXAMENES PROFESIONALES  
FACULTAD DE QUÍMICA



Universidad Nacional  
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

**Biblioteca Central**



**UNAM – Dirección General de Bibliotecas**  
**Tesis Digitales**  
**Restricciones de uso**

**DERECHOS RESERVADOS ©**  
**PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL**

Todo el material contenido en esta tesis esta protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

El uso de imágenes, fragmentos de videos, y demás material que sea objeto de protección de los derechos de autor, será exclusivamente para fines educativos e informativos y deberá citar la fuente donde la obtuvo mencionando el autor o autores. Cualquier uso distinto como el lucro, reproducción, edición o modificación, será perseguido y sancionado por el respectivo titular de los Derechos de Autor.

**Jurado Asignado:**

**Presidente:** Prof. Manuel Vázquez Islas  
**Vocal:** Prof. Celestino Montiel Maldonado  
**Secretario:** Prof. Francisco Javier Garfias Vásquez  
**1er Suplente:** Prof. Pedro Roquero Tejeda  
**2º Suplente:** Prof. Martín Rivera Toledo

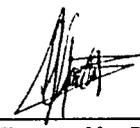
**Sitio donde se desarrolló el tema:**

**Laboratorio de Simulación y Optimización de Procesos,  
Edif. E, Facultad de Química, U.N.A.M.**



---

**Ing. Celestino Montiel Maldonado**



---

**Ruth Claudia Buendía Hernández**

*A mi asesor*

*Ing. Celestino Montiel Maldonado*

*Por dame la oportunidad y confianza para realizar mi tesis  
Quien me mostró que todo tiene una solución, solo hay que buscarla.*

*A cada uno de mis maestros*

*Por participar en mi desarrollo profesional,  
por el apoyo y conocimiento que me brindaron.*

*A mi universidad*

*“Libre, y para mí sagrado, es el derecho de pensar. La educación es fundamental para la  
felicidad social, es el principio en el que descansan la libertad el agradecimiento de los  
pueblos”. Benito Juárez.*

*Dedicada a las personas más importantes en mi vida:*

***Raymundo y Yolanda***

*Por el amor y confianza que me brindan.  
Por enseñarme a ser fuerte y luchar por lo que deseo.*

***A mis hermanos***

*Esther, Mónica, Samuel, Gabriel, Yolanda, Alejandro,  
Eliás, Ma. de la Paz, Eugenia, Noemi y Raymundo*

*Por su apoyo y ejemplo para ser el mejor, por permanecer unidos.*

***A mis amigos***

*Armando, Claudia, Mauricio, Iván, Diana, Jessy, Julieta  
Guillermo, Arturo, Adrián, Roberto, Liliana  
Giovani, Adrián A., Laura, Manuel, Sofía*

*Por brindarme su apoyo y confianza.  
Por todos los momentos que pasamos.  
Por ser mis amigos.*

***A Carlitos***

*Por tu apoyo, comprensión y amor  
que me permite sentir poder lograr lo que me proponga.  
Gracias por escucharme y por tus consejos.  
Gracias por ser parte de mi vida.*

# ÍNDICE

<b>I.</b>	<b>INTRODUCCIÓN</b>	<b>1</b>
<b>II.</b>	<b>GENERALIDADES</b>	
•	<b>INGENIERÍA DE PROCESOS</b>	<b>5</b>
-	<b>SÍNTESIS, ANÁLISIS Y OPTIMIZACIÓN DE PROCESOS</b>	<b>8</b>
-	Síntesis de Procesos	8
	Integración Térmica de Procesos	10
-	Análisis de Procesos	12
	Simulación de Procesos	13
-	Optimización de Procesos	16
•	<b>REFINACIÓN DEL PETRÓLEO</b>	<b>17</b>
-	Destilación Atmosférica	17
-	Destilación al Vacío	23
•	Aspectos Ambientales	31
<b>III.</b>	<b>SIMULACIÓN DE LA PLANTA PRIMARIA 1, TULA, HIDALGO</b>	
•	Caso Base	
-	Descripción del Proceso de la Planta Primaria I, Tula, Hidalgo	37
	Sección de Destilación Atmosférica	38
	Sección de Destilación al Vacío	40
-	Resultados de la Simulación	44
<b>IV.</b>	<b>DIAGNÓSTICO DE LA PLANTA PRIMARIA 1, TULA, HIDALGO.</b>	
•	Caso Base	
-	Análisis de la Configuración de la Red de Intercambio de Calor	47

- Sistema de Combustión en el Horno de Pre calentamiento	53
- Sección de Destilación Atmosférica	55
- Sección de Destilación al Vacío	56
- Desalado del Crudo	57
<b>V. PROPUESTA DE REESTRUCTURACIÓN</b>	
- Reestructuración de la Red de Intercambio de Calor	59
- Quemadores de Bajas Emisiones de NOx	64
- Reestructuración de los Agotadores	67
- Sistema de Vacío	67
• Caso Reestructurado	68
• Resultados de la Simulación	73
<b>VI. ANÁLISIS DE RESULTADOS</b>	77
<b>VII. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES</b>	83
<b>VIII. BIBLIOGRAFÍA</b>	85
<b>IX. APÉNDICES</b>	
1. Caracterización del crudo	87
2. Datos de diseño	90
3. Datos generados de HYSYS y ADVENT	
- Caso Base	93
- Caso Reestructurado	95
4. Abreviaturas	98

## I. INTRODUCCIÓN

La industria de la Refinación en México fincó su desarrollo en los años 60's y 70's, con el objeto de sustituir importaciones y satisfacer la creciente demanda del mercado interno, periodo en el que tanto el consumo energético así como el tratamiento de efluentes contaminantes no era significativo. De aquí la necesidad del desarrollo de metodologías con objetivos ambientales enfocadas al Diseño de Procesos.

El desarrollo de la industria de la Refinación en México está íntimamente ligado al de la economía en general, ya que es de las actividades productivas que tienen mayor interrelación con las demás ramas de la actividad económica debido a la gran variedad de productos que genera. Actualmente se está tratando de mejorar la eficiencia operativa de sus instalaciones para cumplir con la calidad creciente que se exige para los combustibles petrolíferos y al mismo tiempo optimizar la operación de las unidades, así como el mejorar los procesos para reducir los costos de producción e incrementar la rentabilidad de esta industria dentro de un marco de protección ambiental.

Esta tesis se inició con el objetivo de desarrollar estrategias sobre el ahorro y uso eficiente de la energía, así como la reducción de emisiones y efluentes contaminantes mediante el análisis de las condiciones del proceso por medio de su simulación, aplicación de la Tecnología Pinch, aplicación de técnicas de control de emisiones y evaluación de la eficiencia de operación en algunos de los equipos, manteniendo los rendimientos, especificaciones y calidad de productos ecológicamente aceptables.

La Prevención de la Contaminación en unidades de proceso son un conjunto de acciones para reducir o eliminar las descargas contaminantes al aire, agua o suelo e incluye el desarrollo de más productos ecológicamente aceptables, optimar y/o mejorar los procesos industriales, reducción de las fuentes contaminantes y la reutilización de los efluentes contaminantes manteniendo la funcionalidad y operabilidad de las unidades de proceso.

Es indispensable cuidar la disponibilidad futura de la energía y promover su uso más eficiente, lo que aportará beneficios económicos y ambientales al país.

Los métodos de prevención de la contaminación a los cuales se va enfocar la tesis son:

- Integración de calor en el tren de precalentamiento del crudo para un uso eficiente de la energía (comúnmente referido como análisis pinch), con la finalidad de incrementar la temperatura de precalentamiento del crudo y minimizar las pérdidas de calor al aire y agua de enfriamiento. El resultado obtenido bajo este criterio, será la reducción de los servicios de calentamiento y enfriamiento, lo cual contribuirá a una mejor rentabilidad del proceso, así como la disminución de las emisiones contaminantes.
- Adecuar quemadores para reducir la generación de NOx en los hornos. El objetivo fundamental de este será el desarrollo de tecnologías para quemar eficientemente el combustible y reducir las emisiones contaminantes.
- Recalentar los agotadores laterales de la columna atmosférica (excepto para altos puntos de ebullición atmosférica de gasóleos) con transferencia de calor con aceite en vez de vapor de agotamiento. Con el fin de reducir la cantidad de condensado amargo y eliminar el agua encontrada en las gasolinas, turbosina, kerosina y gasóleo ligero primario, debido a los flujos de vapor que maneja la torre de destilación atmosférica y sus torres agotadoras.
- Uso de bombas de vacío para remplazar todo o parte del sistema de eyectores en la torre de vacío. Es indispensable que este opere de manera confiable, ya que su mal funcionamiento trae como consecuencia bajos rendimientos y pobre calidad de los productos de vacío, además de la cantidad de condensado amargo que se produce.
- Reúso del agua amarga de los agotadores para remplazar el uso de agua limpia utilizada para desalado.

Por otro lado se pretende generar un proyecto que permita su aplicación inmediata, sin embargo una modificación de tales dimensiones requiere de un análisis exhaustivo con datos financieros y económicos que para los alcances de este proyecto no se considera.

La descripción general de la tesis se presenta a continuación:

#### I. Introducción.

II. Generalidades. Presenta la ingeniería de procesos y sus etapas (Síntesis, Análisis y Optimización de procesos), la simulación de procesos, presenta una descripción general del proceso de separación del crudo (procesos físicos: destilación atmosférica y destilación al vacío), y un panorama general de las emisiones ambientales y su control.

III. Simulación de la planta. Presenta el esquema de proceso de la Planta Primaria 1, Tula, Hidalgo, las condiciones y resultados de la simulación para crear un modelo que permita estudiar y prever el comportamiento del proceso ante determinadas condiciones de operación.

IV. Diagnóstico de la planta primaria 1, Tula, Hidalgo. Presenta el diagnóstico de la planta basado en el análisis de las condiciones del proceso mediante un procedimiento que involucra la Simulación del Proceso, aplicación de la Tecnología Pinch, aplicación de técnicas de control de emisiones y evaluación de la eficiencia de operación en algunos de los equipos.

V. Propuesta de reestructuración. Reestructuración de la planta basada en el diagnóstico de la planta, mediante un procedimiento que involucra la Simulación del Proceso, aplicación de la Tecnología Pinch, aplicación de técnicas de control de emisiones y evaluación de la eficiencia de operación en algunos de los equipos.

VI. Análisis de resultados. Análisis de los resultados obtenidos en la simulación, diagnóstico y propuestas de reestructuración de la planta.

VII. Conclusiones y recomendaciones. Presenta las conclusiones y recomendaciones derivadas del desarrollo de esta tesis.

VIII. Bibliografía. Muestra la lista de las referencias utilizadas en esta tesis.

IX. Apéndices. Los apéndices del 1 al 3 contienen la información a la que se hace referencia en el texto de la tesis. En el apéndice 4, se muestran las abreviaturas usadas a lo largo del texto de la tesis.

El análisis esta basado en estudios realizados en el "American Petroleum Institute"<sup>1</sup> y la tesis de maestría de Gustavo Grande Mejía<sup>2</sup>.

## II. GENERALIDADES

### • INGENIERÍA DE PROCESOS

La ingeniería de procesos es la que tiene la misión de planear, diseñar, operar y controlar las diferentes operaciones unitarias de un proceso químico, logrando el aprovechamiento óptimo de los recursos materiales y energéticos para formar una planta química fácilmente operable y segura que pueda enfrentar con éxito los múltiples desafíos que aparecen en el panorama mundial.

Una de las tareas de la ingeniería de procesos es la de proporcionar una metodología tendiente a relacionar eficientemente fenómenos fundamentales, operaciones unitarias y procesos químicos, con el objeto de tomar decisiones acerca de problemas de diseño, operación y control.

La ingeniería de procesos deberá proporcionar metodologías destinadas a cubrir los requerimientos anteriores. Con referencia a la Fig. 1, el eje OX, que representa a la Ingeniería de Procesos, rota a través de todos los cuadrantes y cumple la tarea primordial de relacionar los ejes de OC a OB y de OB a OA.

Recordando el hecho de que los procesos químicos no existen independientemente de su entorno, se debe tener en cuenta la existencia de sistemas mayores, constituidos a partir de una simple empresa, creciendo hasta constituir complejos industriales y llegando a influir sobre las políticas energéticas y ambientales de toda una nación, sistemas de los cuales los procesos químicos son sólo subsistemas. En la Fig.1, todos los procesos químicos representados en el eje OA, deben ser responsables de los grandes sistemas contenidos en el eje OD, es decir, la ingeniería de procesos deberá contribuir a planear complejos químicos, a resolver problemas ambientales y energéticos, tanto en el ámbito regional, como nacional y tomar decisiones de ingeniería acerca de otros problemas globales.

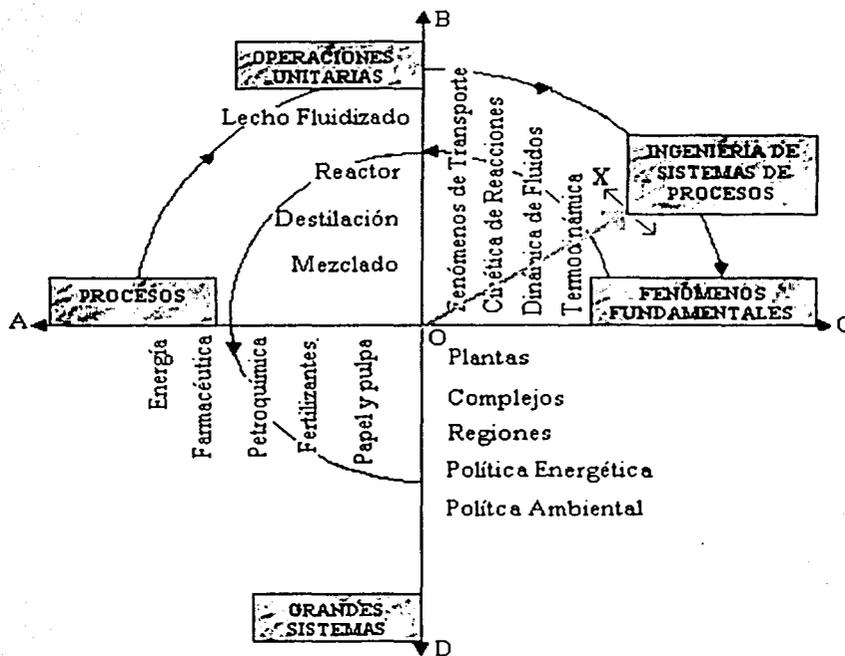


Fig.1 Ingeniería de sistemas de proceso e ingeniería química

Ahora es posible entender que la motivación de introducir la terminología de Ingeniería de Procesos dentro de la Ingeniería química, radica en que el diseño y operación de un proceso deberá cumplir múltiples objetivos, la mayoría de ellos fuertemente relacionados.

Anteriormente se mencionó que una de las tareas de la Ingeniería de Procesos era proporcionar una metodología tendiente a relacionar eficientemente Fenómenos Fundamentales – Operaciones Unitarias – Procesos Químicos, con el objeto de tomar decisiones acerca de problemas de operación y control, y para tal efecto se muestra en la Fig. 2 una estructura general de la forma en que se aplica la Ingeniería de Procesos.



## - Síntesis, Análisis y Optimización de procesos

Dentro de la ingeniería de procesos se pueden considerar tres áreas: el desarrollo de procesos, el diseño de procesos y la innovación de procesos.

El desarrollo de procesos son las actividades orientadas hacia la evaluación de procesos nuevos para el departamento de investigación para compra externa o para escalar a planta piloto dichos procesos.

El diseño de procesos se describe a menudo como una sucesión de etapas de síntesis, análisis y optimización de manera iterativa (Fig.3), orientadas hacia la generación del paquete de diseño de procesos como son: bases de diseño, balances de materia y energía, diagramas de flujo de procesos, datos de diseño de los equipos, etc.

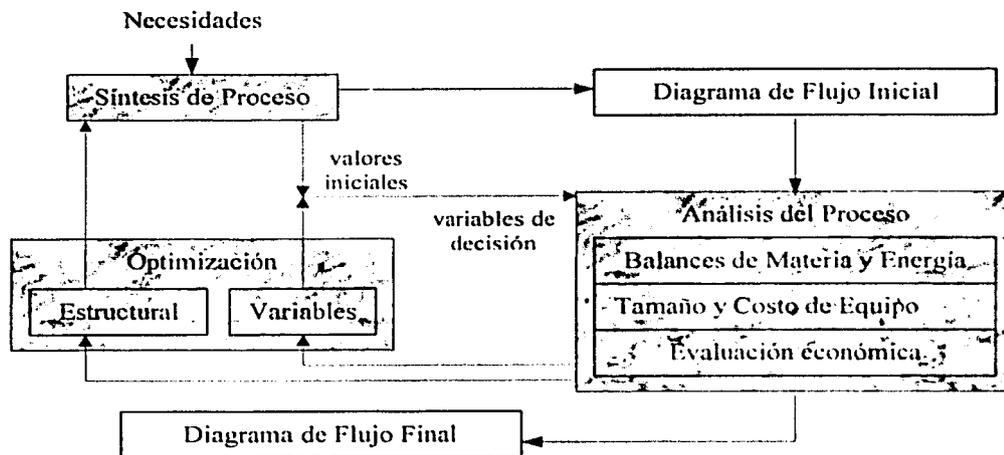
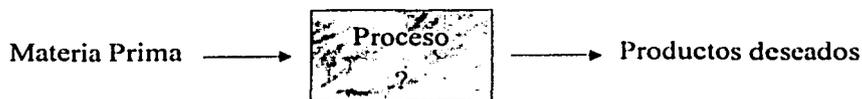


Fig.3 Etapas durante el Diseño de Procesos

## - Síntesis de Procesos

La etapa de síntesis es la parte inventiva en el diseño, en la cual se definen las materias primas, los flujos de materia y energía, se seleccionan las unidades de procesamiento y su

interconexión para crear una estructura eficiente que satisfaga los requerimientos especificados en el diseño, que permiten la transformación de la materia prima en los productos deseados (Fig. 4).



*Fig.4 Concepto fundamental de la etapa de síntesis*

Las alternativas (o metodologías) para resolver un problema de síntesis de procesos son las siguientes:

- Métodos Heurísticos. Estos son métodos de sentido común para la generación y evaluación de alternativas basadas en el conocimiento de una propiedad física del sistema o en la intuición que permiten encontrar muy rápidamente la configuración del proceso. Sin embargo debido a que este método se comporta impredeciblemente no se recomienda su uso en sistemas complejos y debe ser utilizado solo en las etapas iniciales.
- Métodos Evolutivos. En los métodos evolutivos uno evoluciona desde una estructura factible inicial hasta un mejor diseño de acuerdo a un procedimiento lógico. La limitación de este método consiste en que el diseño final siempre depende de la estructura inicial.
- Métodos Algorítmicos. Este método utiliza técnicas de optimización y de programación matemática. El módulo fundamental de optimización es basado en una representación que fija una serie finita de alternativas entre las cuales se encuentra la solución óptima. El funcionamiento del sistema puede ser modelado al nivel de detalle deseado, en el cual se optimiza simultáneamente parámetros y estructura. Sin embargo el uso de este método esta limitado a procesos relativamente simples y la solución solo se garantiza con respecto a las alternativas que han sido consideradas en la representación del problema.

- **Objetivos Termodinámicos.** Este método está basado en el análisis termodinámico para la predicción de variaciones en consumos de energía para un proceso, lo que conduce a configuraciones de procesos económicos. Sin embargo, la mayor desventaja en este método es que no hay un procedimiento sistemático disponible para determinar alternativas que satisfagan los objetivos fijados y las consideraciones sobre costos de capital no pueden ser muy aproximadas.

La síntesis de procesos se emplea no solo para nuevos diseños, sino también para el rediseño de los procesos ya existentes. Los problemas de síntesis pueden ser clasificados de acuerdo a su naturaleza dentro de 7 áreas: redes de recuperación de calor, sistemas de servicios (calor y potencia), sistemas de separación, rutas de reacción, redes de reactores, sistemas de control y procesos químicos. Parte del trabajo se va a enfocar en el área de redes de intercambio de calor.

#### - Integración Térmica de Procesos

Dentro de las aplicaciones que se han realizado del método sistemático de síntesis de procesos es la síntesis de redes de intercambio de calor (HEN). En este tipo de procesos, la metodología que más ha sido aplicada es la de objetivos termodinámicos, así como el método algorítmico.

Dentro de esta metodología, uno de sus propósitos principales es el diseño de redes de intercambio de calor que integren eficientemente toda la energía disponible al menor costo posible.

En el rediseño del proceso se consideró la Tecnología Pinch. Este método fue desarrollado por Linnhoff y Hindmarsh en 1983 y plantea la división del problema en dos partes: arriba abajo del "PINCH" o en lado izquierdo y derecho. El "punto pinch o de pliegue", es el punto de temperatura arriba del cual el proceso opera con un déficit de calor, mientras que abajo del mismo se comporta como una fuente de calor.

La Tecnología Pinch permite a los ingenieros seguir los flujos de calor de las corrientes de proceso a través de una planta, facilitando la integración energética de los procesos y ha probado su capacidad para lograr reducir las emisiones de contaminantes a la atmósfera (CO<sub>2</sub>, SO<sub>x</sub> y NO<sub>x</sub>), como resultado de los ahorros en consumos de energía.

Basándose en principios rigurosos termodinámicos, tales como flujos, capacidad calorífica, temperatura de entrada y salida para un conjunto de corrientes de proceso; el objetivo es seleccionar una red de intercambiadores de calor que haga uso eficiente de toda la energía disponible (calentamiento y enfriamiento), para que de como resultado la red de intercambio de calor de *costo mínimo*.

En el desarrollo de la Tecnología Pinch, uno de los conceptos más importantes es el  $\Delta T_{\text{mín}}$ , el cual es la fuerza motriz para el intercambio de calor (Diferencia mínima permisible de temperaturas entre las corrientes que han de intercambiar energía). El  $\Delta T_{\text{mín}}$  está relacionado con el área de transferencia, el calor máximo integrado y la cantidad de servicios a utilizar, de tal manera que se necesitará un balance económico para determinar su valor más adecuado. Las herramientas más importantes en el desarrollo de la Tecnología Pinch son las curvas compuestas y la gran curva compuesta.

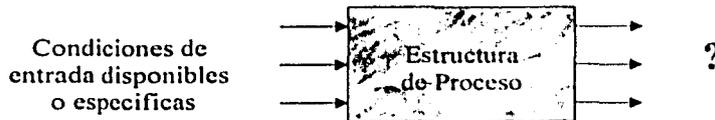
Las curvas compuestas se usan para determinar el intercambio de calor óptimo en un proceso. Para ello, en un diagrama de temperatura-entalpía (T-H) se combinan todas las corrientes calientes en una curva compuesta caliente y todas las frías en una curva compuesta fría.

Las curvas compuestas son usadas para establecer los objetivos energéticos globales para un proceso. Sin embargo, para determinar el mínimo requerimiento de servicios, se usa la gran curva compuesta. La gran curva compuesta permite conocer las partes del proceso que deben ser integradas con los servicios auxiliares. Y puede ayudar a aprovechar en forma más eficiente los servicios presentes. La Gran Curva Compuesta (GCC) es una gráfica de los intervalos de temperatura contra los valores de los flujos de calor. El punto donde la

GCC toca al eje de las temperaturas ( Flujo de calor igual a cero) corresponde a la localización del PINCH.

#### - Análisis de Procesos

En la etapa de análisis se modela y evalúa el funcionamiento de las estructuras propuestas en la etapa de síntesis (Fig. 5). En un análisis típico se establecen las bases de diseño en el cual se definen las variables involucradas en el proceso. La elección de los valores de las variables de diseño fijas o dependientes y la selección de los modelos matemáticos para todas y cada una de las operaciones del proceso, los métodos de cálculo para propiedades termofísicas y los métodos de convergencia adecuados para el desarrollo del balance de materia y energía.



*Fig.5 Concepto fundamental de la etapa de análisis*

El análisis puede ser resumido en tres actividades: balance de materia y energía, dimensionamiento del equipo y evaluación del valor del sistema. Y es dentro de esta actividad que se incluye la simulación como una herramienta importante para llevar a cabo el análisis.

Con la simulación se calculan todas las corrientes de proceso y las variables de los diferentes equipos y se obtienen los datos en estado estacionario representados en el diagrama de flujo del proceso y se comprueba si el proceso es termodinámicamente factible, así como la eficiencia de operación, riesgos de salud, seguridad y ambientales.

Desde el punto de vista de la Ingeniería de Procesos, la etapa de análisis consiste en descomponer el sistema objetivo (en este caso, la estructura del proceso propuesta), en

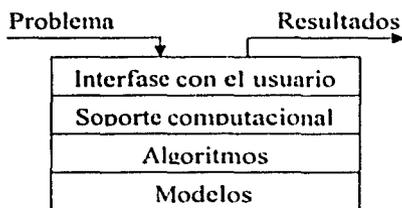
varios subsistemas (operaciones unitarias, corrientes de proceso, ciclos de recirculación, etc. ), definiendo las relaciones entre cada uno.

#### - Simulación de Procesos

Simular un proceso químico es crear un modelo que permita estudiar y prever el comportamiento que tendrá dicho proceso ante determinadas condiciones de operación. La simulación de procesos es la representación del comportamiento de un proceso mediante la aplicación de modelos matemáticos adecuados bajo ciertas condiciones y alcances, previamente definidos por medio de una computadora. Su tarea principal es el cálculo detallado del balance de materia y energía del proceso con base al cual se realizará el dimensionamiento del equipo y una posterior evaluación económica. Gracias a ésta se tiene un considerable ahorro de tiempo y de recursos de ingeniería y por tanto mayores alternativas de diseño, a la vez que el proceso creado puede ser más eficiente.

Un sistema de simulación o simulador, es un sistema de programas de computadora que utilizando información sobre un proceso químico a nivel de detalle de diagrama de flujo, realiza análisis útiles en el desarrollo, diseño y operación de procesos.

Los elementos que conforman a un simulador son: modelos, algoritmos, soporte computacional y la interfase con el usuario (Fig. 6).

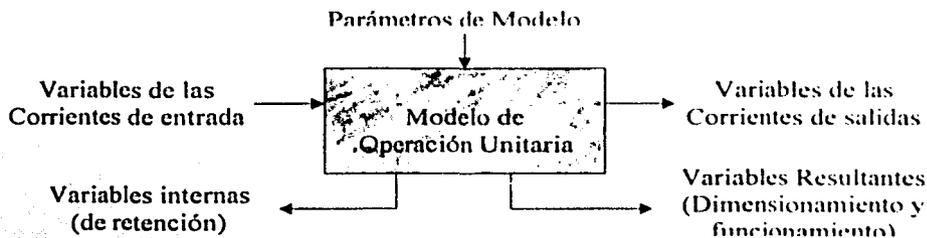


*Fig.6 Elementos de un Sistema de Simulación de Procesos*

- Los Modelos son el fundamento del sistema y conforman la base del análisis. Son relaciones matemáticas derivadas de las leyes de conservación, de las correlaciones de

propiedades termofísicas, de las relaciones de conexión y de las restricciones de diseño y control. Los modelos adquieren la forma de ecuaciones algebraicas y diferenciales, todas ellas descriptivas de los fenómenos que ocurren en el proceso. Lo que importa en un modelo es su estructura matemática y su capacidad descriptiva más que su carácter lineal, puesto que la diferencia entre éstos dos tipos de modelos es solamente el tiempo de cómputo. El núcleo de un sistema de simulación está constituido por los modelos de las operaciones unitarias (Fig.7).

Las variables de entrada son las variables requeridas para especificar el funcionamiento de una operación unitaria. Las variables de salida son el resultado del funcionamiento y tamaño, como requerimientos de fuerza para una bomba o el calor para un calentador. Las variables de retención, son los valores intermedios de una simulación, tales como temperatura de etapas internas, composición y los valores de K en una columna de destilación.



*Fig.7 Estructura de un Módulo Unitario*

- Los algoritmos operan sobre los modelos para producir los resultados deseados. El tipo de problema matemático a ser resuelto es variable pero siempre incluye la solución de ecuaciones algebraicas (lineales o no lineales), ecuaciones diferenciales y programación lineal. Para la solución de grandes sistemas de ecuaciones existen tres métodos generales:

Método Modular Secuencial – En éste método una subrutina es desarrollada para cada uno de los bloques del sistema y calcula las variables de las corrientes de salida como función de las variables de las corrientes de entrada y de los parámetros del bloque. Es en base a los

resultados de ése bloque que resuelve y así sucesivamente hasta resolver el problema completo. En la actualidad, la mayoría de los simuladores comerciales son de éste tipo.

**Método Orientado a Ecuaciones** – En este método la idea básica es juntar todas las ecuaciones que describen el proceso y resolverlas como un gran sistema de ecuaciones algebraicas no lineales. Una gran ventaja es que el problema puede ser planteado como un problema de optimización y su limitación radica en la carencia de algoritmos de programación no lineal que pueden efectivamente enfrentarse con gran número de restricciones de igualdad.

**Método Modular Simultáneo** – Este método ofrece una rápida convergencia y una formulación natural del sistema de ecuaciones para presentarlo como un problema de optimización. Emplea modelos modulares tradicionales pero además, resuelve simultáneamente las variables de todas las corrientes. Su limitación esta en estimar desde un principio valores cercanos a los verdaderos, si no es así, es difícil diagnosticar los errores cuando se presentan en un determinado problema.

**Soporte Computacional** - Incluye todos los recursos para implementar los algoritmos en una computadora, bajo cierto sistema operativo, el cual consta de programas, lenguajes de programación, codificación, estructura de datos interfase con el sistema de archivo, documentación y arquitectura del sistema. La bondad de un soporte computacional descansa en su facilidad para ser interpretado y en la sencillez de su operación, mantenimiento y adaptación.

**La Interfase con el Usuario** – Incluye el protocolo de acceso al sistema, lenguaje de entrada para que el usuario describa su problema, los reportes que contienen los resultados, documentación para el uso del sistema y los protocolos para la interacción con otros programas y sistemas. Los requerimientos básicos para una interfase adecuada exigen que acepte la entrada de datos en una forma tan natural como sea posible y los resultados sean presentados de manera práctica y útil para el usuario.

## - Enfoques de la Simulación de Procesos

La simulación puede ser dinámica o en estado estacionario. La primera se refiere a situaciones de arranque y paro, y a las fluctuaciones que se puedan presentar en la operación de corrientes de alimentación o de proceso. La situación en estado estacionario se refiere a condiciones de operación que se encuentran dentro de los límites considerados como normales en su diseño y operación.

Al abordar un problema de simulación, se pueden dar las variables de las corrientes de alimentación y los parámetros de funcionamiento de ciertos equipos y calcularse los perfiles de las variables dependientes y/o la información de las corrientes de salida, ó cuando se trate de ajustar ciertos parámetros de equipos para satisfacer ciertas especificaciones de diseño, el número de variables a ser ajustadas será igual al número de especificaciones de diseño impuestas.

La simulación es parte del diseño de procesos e involucra una etapa de síntesis, otra de análisis y posteriormente se aplica la optimización.

## - Optimización

A partir de la información obtenida en las etapas de Síntesis y Análisis, se establece una estrategia de Optimización, aplicada a una función objetivo adecuada. Es la etapa final del diseño de procesos y esta puede ser realizada tanto en la estructura como en los parámetros del proceso. En la primera se conserva la estructura propuesta en la síntesis y únicamente se varían los valores de los parámetros de operación y diseño (presiones, temperaturas, etc.); y la segunda, se alteran el número y tipo de equipos, así como su interconexión, a fin de mejorar el proceso o porque el arreglo anterior resulta ser muy costoso.

Una vez obtenido el diseño óptimo del proceso, se emite un reporte conteniendo la información generada en todas y cada una de las etapas de su concepción, así como detalle adicionales del diseño de equipo, útiles para la fase de construcción.

## • **REFINACIÓN DEL PETRÓLEO**

El petróleo crudo, tal como se extrae del subsuelo, tiene poco uso, por lo que es necesario refinarlo. La refinación comprende una serie de procesos de separación, transformación y purificación, mediante los cuales el petróleo crudo es convertido en productos útiles con innumerables usos.

Los procesos de refinación del petróleo pueden clasificarse en dos grandes grupos: separación y conversión. El primero, consiste en separar el crudo en diferentes fracciones de petróleo, de acuerdo con su temperatura de ebullición. Para ello emplea procesos físicos como: destilación atmosférica y destilación al vacío. El segundo, la conversión, consiste en transformar unos componentes del petróleo en otros mediante reacciones químicas, por acción del calor y en general, con el uso de catalizadores. Son procesos de conversión, entre otros, la reformación y la desintegración o craqueo; ambos procesos cambian la estructura molecular de los hidrocarburos, originalmente presentes en el petróleo.

Los procesos de purificación son aquellos que se utilizan para eliminar las impurezas contenidas en las fracciones provenientes de la destilación, a fin de cumplir con las especificaciones que exige el mercado para su uso. Los procesos de purificación son muy numerosos y pueden ser físicos y/o químicos.

La mayoría de los productos obtenidos de las diferentes destilaciones se pueden continuar procesando o tratando para mejorar la calidad y clase de productos que se desea obtener.

### - **Destilación Atmosférica**

El primer paso de la refinación del petróleo crudo se lleva a cabo en las torres de "destilación primaria" o "destilación atmosférica". En la Fig.8 se muestra el proceso de separación del crudo (sección atmosférica).

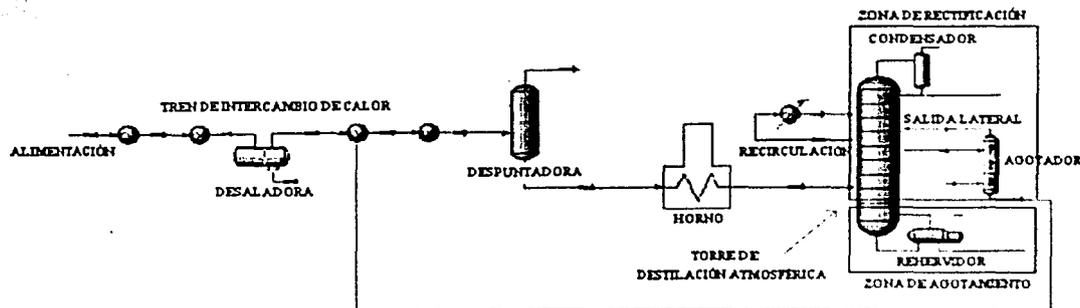


Fig.8 Proceso de separación del crudo "destilación atmosférica"

El proceso inicia con la alimentación del crudo al tren de intercambio de calor para elevar su temperatura, este precalentamiento se lleva a cabo aprovechando la energía de los diversos efluentes de la columna de destilación atmosférica y de vacío (plantas combinadas), así como de reflujos externos de las mismas.

En un punto intermedio del tren si el contenido de sales del crudo es mayor de  $0.0285 \text{ kg/m}^3$ , este requiere desalado para minimizar el incrustamiento y la corrosión causada por la sal en las superficies de intercambio de calor y los ácidos formados por la descomposición de las sales de cloro. El desalado se lleva a cabo mediante la emulsificación del crudo con agua a temperaturas cercanas a  $60^\circ\text{C}$  en campo y una presión suficiente para prevenir la vaporización tanto del agua como de los hidrocarburos. Las sales se disuelven en el agua y posteriormente se rompe la emulsión entre el agua y el crudo mediante la adición de químicos y por un campo electrostático que se aplica al tanque para realizar la coalescencia. El potencial eléctrico que se aplica se encuentra entre los 16,000 a 35,000 volts.

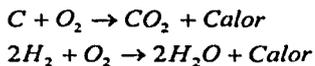
Las sales que contiene el crudo se reducen normalmente a 10% o menos en un solo paso. Se pueden adicionar un mayor número de etapas para reducir el contenido de sales por si el desalado realizado en una sola etapa resulta insuficiente. La temperatura recomendada para el desalado en refinería varía entre  $110$  y  $135^\circ\text{C}$ , esta temperatura determina su localización a lo largo del tren de precalentamiento.

Después del precalentamiento, el crudo puede enviarse a una torre despuntadora, para obtener gas combustible como destilado vapor y nafta ligera como destilado líquido. La finalidad principal de este sistema es reducir la carga de hidrocarburos ligeros a la columna de destilación atmosférica, su incorporación al proceso ha sido opcional de acuerdo al tipo de crudo.

El crudo despuntado o únicamente precalentado se alimenta a un calentador a fuego directo, para alcanzar el nivel de temperatura (343.3°C a 398.8°C) y la vaporización requerida para el fraccionamiento, debido a que se deben vaporizar todos los productos que se encuentran por arriba de la sección flash más 20% de los productos de fondos. Este 20% llamado overflash para proveer de un reflujo interno en exceso en las zonas donde se localizan las salidas laterales.

La combustión es una reacción química entre un combustible y oxígeno que produce luz y calor. La producción de calor, es por supuesto, el punto de interés. Esta reacción en la industria es empleada en calentadores a fuego directo para el calentamiento de fluidos por medio de los productos de combustión.

La mayoría de los combustibles contienen carbono, hidrógeno y en algunas ocasiones azufre. Cada uno de estos componentes, cuando se combinan con el oxígeno producen respectivamente dióxido de carbono, vapor de agua y óxidos de azufre, más calor.



Aproximadamente 21% en volumen del aire es oxígeno, por lo cual, esta es la fuente más común de oxígeno en la reacción de combustión. Sin embargo en algunos casos se emplean otras fuentes de oxígeno. Un ejemplo es el gas de descarga de las turbinas, el cual contiene normalmente de 14 a 16% de oxígeno en volumen adecuado para sostener la reacción de combustión.

Para que la reacción pueda llevarse a cabo debe alcanzarse la mezcla adecuada de combustible aire y se debe mantener la temperatura mínima de ignición.

Una de las funciones del quemador es mantener la adecuada proporción de combustible y oxígeno de la mezcla. Se requiere una cierta cantidad de oxígeno para cada porción de carbono o hidrógeno del combustible. Si la proporción de combustible - aire requerida varía drásticamente la reacción puede no llevarse a cabo o efectuarse de manera incompleta.

La ignición de la mezcla se logra usualmente adicionando una fuente externa de calor (chispa, flama) hasta que la reacción genere suficiente calor para mantenerse encendida sin necesidad de la fuente externa de calor.

Para el adecuado diseño de un quemador es fundamental considerar tres aspectos importantes: turbulencia, temperatura y tiempo, que definen la velocidad de la reacción. Para que la combustión se lleve a cabo adecuadamente, debe existir suficiente turbulencia para lograr la adecuada mezcla; existen dos fuentes de turbulencia, la caída de presión del aire a través del quemador y la energía del combustible. La temperatura a la cual se lleva a cabo la reacción de combustión es importante, mientras más alta sea la temperatura en la zona de combustión la reacción se lleva a cabo con mayor rapidez. El tiempo que se requiere para que se lleve a cabo la combustión es dependiente de la temperatura y la turbulencia. En general, a mayor turbulencia menor es el tiempo que se requiere para que se efectúe la reacción. De igual manera, a mayor temperatura menor el tiempo de reacción. En general los productos de combustión son dióxido de carbono, vapor de agua, oxígeno, nitrógeno y pequeñas cantidades de componentes tales como el monóxido de carbono, hidrocarburos no quemados, óxidos de nitrógeno y óxidos de azufre.

Aunque la mayoría de las torres no utilizan rehervidor debido a que el calor suministrado en el horno eleva la temperatura del crudo a la temperatura máxima permitida, una gran cantidad de platos se incorporan a la sección debajo de la zona flash, y se introduce vapor de agua en el fondo de la torre, éste último con el fin de limpiar cualquier traza de gas que

permanezca en el líquido en la zona flash y para producir puntos flash en los fondos, además de reducir la presión parcial de los hidrocarburos.

La torre de fraccionamiento está constituida por platos perfectamente colocados horizontalmente. La torre atmosférica normalmente contiene de 30 a 50 platos, de 5 a 8 etapas son necesarias para cada salida lateral más el mismo número de platos arriba y abajo del plato de alimentación. Para una torre que contenga 4 salidas laterales se requerirá de 30 a 42 platos, los cuales a medida que se distancian de la parte inferior de la torre, van disminuyendo su temperatura de ebullición. Además la torre cuenta con zonas de rectificación y de agotamiento.

La zona de rectificación esta formada por varias secciones, de las que se extraen los siguientes productos: gas y nafta que se obtienen como productos de domos, turbosina, kerosina, diesel y gasóleo pesado que se obtienen como productos laterales, contando los tres primeros, con columnas de agotamiento.

La función de las columnas de agotamiento es remover los hidrocarburos ligeros mediante inyección de vapor o por calentamiento externo (rehervidor). El flujo del vapor de agotamiento o la energía requerida para el rehervidor depende del punto flash específico de cada producto. Al igual que en la torre principal, los agotadores cuentan con platos de fraccionamiento para proveer el contacto entre el vapor y el líquido. El vapor producido en domo de la torre se regresa a la columna principal.

Los rehervidores se requieren para satisfacer una multitud de servicios que de alguna manera relacionan el calor latente, debido a que presentan cambio de fase y que son parte de los procesos de evaporación o de destilación. Existen varios tipos de rehervidores de proceso, los cuales presentan sus diferencias tanto en las características de su construcción como en el tipo de mecanismo que origina el movimiento de los fluidos desde la torre de destilación, pasando por el rehervidor y su reingreso a la torre. La eficiencia de estos

equipos depende en gran parte de sus condiciones de operación así como del grado de incrustación que acumulan.

Por otro lado, la torre cuenta con dos o tres recirculaciones líquidas para la extracción de calor, que permite reducir el perfil de reflujo de vapor en la torre y aprovechar el calor para el precalentamiento de la carga; existe una recirculación parcial al fondo de la torre con el propósito de mantener una temperatura límite en el residuo, la condensación de vapores de domos puede efectuarse en una sola etapa con agua de enfriamiento o en dos etapas, aprovechando en este caso el intercambio de calor con la carga en el primer condensador.

El condensador superior de la torre condensa pentanos y fracciones más pesadas del vapor que salen por los domos de la torre, esta gasolina ligera contiene propanos, butanos, y compuestos de más alto punto de ebullición, una porción de esta es regresada a la torre principal, el resto es mandado a la sección de estabilización donde los propanos y butanos son separados de los pentanos.

En la zona de agotamiento, el residuo se agota con vapor de agua y se envía a enfriamiento en los rehervidores de los agotadores laterales y en el tren de precalentamiento. La turbosina, kerosina y el gasóleo pesado, después del intercambio en el tren, son enfriados con agua o aire.

Del proceso antes mencionado se obtiene en forma gaseosa: metano, etano, propano, butano, pentanos y parte de los hexanos u otros compuestos de tipo aromático o naftélico, pero de peso molecular similar.

Por extracciones laterales de la columna de fraccionamiento, se extraen hidrocarburos de mayor peso molecular tales como naftas pesadas (con temperaturas de ebullición a presión atmosférica debajo de 200°C y densidad API de 40° o mayor), kerosenos (con temperatura de ebullición entre los 200-275°C y densidad API de 40° o mayor) que por su peso

molecular y presión de vapor servirán para la obtención de combustibles para la aviación, y gasóleos (densidades API menores de 40°)

Por el fondo de la torre se obtiene el residuo atmosférico, el cual no ha sido posible vaporizar hasta la temperatura de 360°C debido a que es más viscoso y de mayor peso molecular. Esta parte es la materia prima para la obtención de los gasóleos, aceites lubricantes, parafinas y asfaltos en la destilación al vacío, que una vez obtenidos será necesario purificarlos.

#### - Destilación al Vacío

El proceso de destilación al vacío consiste en separar los productos que mediante la destilación atmosférica no es posible realizar, ya que a presiones elevadas se requiere incrementar la temperatura para lograr la vaporización requerida, lo que tiene como consecuencia un cracking térmico.

La desintegración o "cracking" del petróleo consiste en la ruptura o descomposición de hidrocarburos de elevado peso molecular, como los contenidos en las fracciones de alto punto de ebullición del petróleo crudo, en compuestos de menor peso molecular, de punto de ebullición más bajo. Esto trae como consecuencia la pérdida de producto.

El proceso es muy similar al atmosférico. La alimentación intercambia calor con los productos calientes y las corrientes de las bombas de calor antes de vaporizarse en el horno. Después de que los vapores destilados son condensados en la torre de destilación al vacío por transferencia tanto de calor como de masa, con las corrientes de reflujo que van bajando de la torre, los productos son obtenidos de la sección adecuada y bombeados a almacenamiento.

Esta destilación se lleva a cabo con presiones en la zona flash entre 25 a 40 mmHg absolutos. Para mejorar la vaporización, la presión efectiva debe ser más baja (10 mmHg o menor) por la adición de vapor tanto en el horno como en el fondo de la torre de vacío.

La temperatura de salida del horno es función del intervalo de temperatura de ebullición de la alimentación y de la fracción vaporizada, así como de las características del crudo en la alimentación. El intervalo de temperaturas se encuentra entre 388 a 455°C.

La presión efectiva (presión total - presión del vapor) en la zona flash determina la fracción de vaporización de la alimentación para una temperatura de salida del horno dada, entonces el diseño de la torre debe ser tal que la caída de presión sea mínima entre el vacío inducido y la zona de flash. Unos cuantos milímetros de caída de presión son un gran incentivo económico.

Las bajas presiones aumentan significativamente el volumen de vapor por barril vaporizado, como resultado la torre de vacío tiene un diámetro mayor que la atmosférica, torres con diámetros mayores de 12.2 m.

Los modos de operación de torres de vacío son del tipo húmedo o seco. Las primeras se caracterizan por tener en los gases de domo grandes cantidades de vapor de agotamiento y cantidades típicas de vapor de apagado del calentador a fuego directo. La presión de operación de las torres húmedas esta en el rango de 50 a 65 mmHg. En el domo de la columna y una presión de 65 -75 mmHg abs. en la zona de flash. Con estos niveles de vacío moderados, es posible tener un precondensador entre la torre de vacío y el sistema de eyectores, este precondensador reduce la carga al sistema de eyectores condensando grandes cantidades de vapor e hidrocarburos, reduciendo por lo tanto la demanda de energía para operar el sistema de eyectores.

Una torre seca opera en el rango de 15-25 mmHg abs. En el domo de la torre con una presión de 35 mmHg abs. En la zona flash, el uso de vapor de agotamiento se reduce

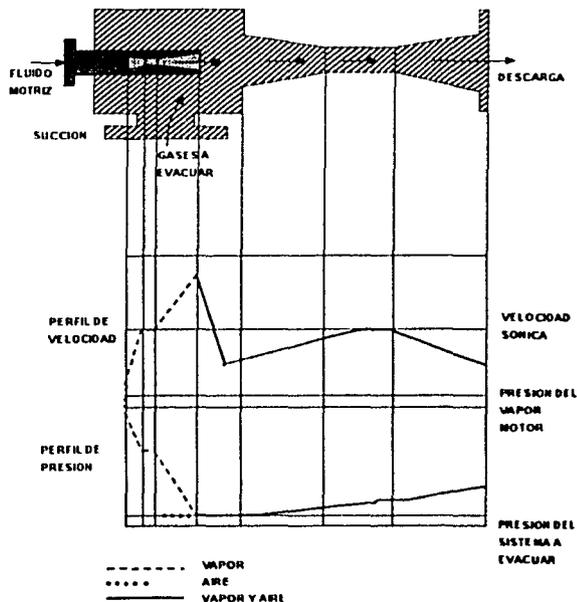
apreciablemente y el sistema es de tres etapas de eyectores. No es posible utilizar un precondensador para estos niveles de presión. La presión de operación esta abajo del nivel donde el agua de enfriamiento es lo suficientemente fría para inducir condensación.

El bajo rendimiento de producto y la pobre calidad de los gasóleos de vacío son el resultado del mal funcionamiento del sistema de vacío. Tales problemas son causados por el tamaño o el servicio de vapor en los eyectores, o por el funcionamiento de las bombas de vacío.

La carga a los sistemas de eyectores consiste de: gases no condensables generados por craqueo en el calentador a fuego directo y aire, hidrocarburos condensables y vapor de agua utilizado para decoquizado y agotamiento.

El principio de operación de un eyector es convertir la energía de presión del vapor motriz en velocidad. Esto ocurre por expansión adiabática desde la presión del vapor motriz hasta la presión de operación de la carga succionada. Esta expansión se lleva a cabo a través de la tobera convergente y divergente, en la Fig.9 se muestran los componentes principales de un eyector y un perfil de presión. Esto resulta en una velocidad supersónica de la tobera, típicamente en el rango de 3 a 4 Mach (3,292 a 4,389 km/h). Normalmente el vapor motriz se expande a una presión más baja que la presión de succión de la carga. Esto crea una zona de baja presión para jalar la carga succionada dentro del eyector. El vapor motriz a alta velocidad entrapa y se mezcla con la carga de gas succionado. La velocidad de la mezcla resultante es supersónica.

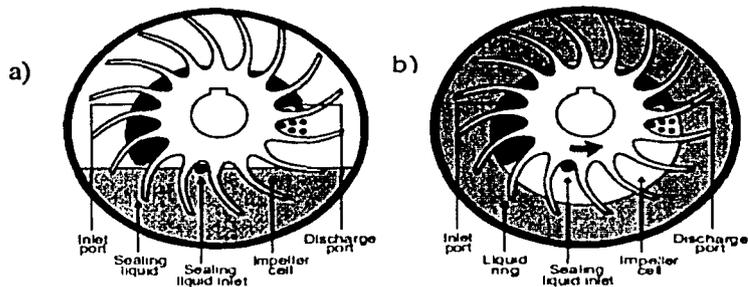
Posteriormente la mezcla entra a un Venturi, donde la alta velocidad se convierte en presión, conforme el área de sección transversal de flujo se reduce. En la sección de la garganta se establece una onda de choque normal, aquí se presenta un incremento dramático en la presión y una pérdida de velocidad a través de la onda de choque. El flujo a través de la onda de choque va desde supersónico en la parte delantera de la onda de choque a sónico en la onda de choque y subsónico después de la onda de choque. En la sección divergente la velocidad es reducida adicionalmente y convertida en presión.



*Fig.9 Componentes y perfil de presión y velocidad en un eyector*

Las bombas de vacío de anillo líquido tienen un impulsor colocado en un cuerpo cilíndrico con paletas ligadas a un eje fuera de su centro. En la Fig.10 se observa que las paletas de la parte de arriba están más cerca a la pared interna de la bomba que las de abajo.

La bomba requiere de un líquido (también llamado sellador) para crear el vacío. Antes de que la bomba comience a funcionar, esta tiene que estar parcialmente llena con el sellador, normalmente hasta el centro del cuerpo. El sellador puede ser agua, aceite o un solvente, dependiendo de su aplicación. Como se puede ver en la Fig.10a cuando la bomba aún no funciona algunas de las paletas están sumergidas en el sellador. Cuando la bomba comienza a funcionar (Fig.10b), el impulso hace que el sellador se ondee debido a la fuerza centrífuga, hacia la pared interna de la bomba, formando un anillo líquido. El espacio vacío del centro, es encerrado entre el líquido (y de aquí el término "sellador") y las paletas del impulsor, llamado celda del impulsor. Si seguimos el camino de una de las celdas en el sentido de las manecillas del reloj desde la parte de arriba, se observa que el líquido se aleja



*Fig. 10 a y b Bomba de vacío de anillo líquido - Principio de operación*

del centro del eje, actuando como un pistón líquido para crear una celda más grande. En esta parte se tiene lugar la succión de la bomba, la extracción en forma de aire, gases o vapores a través del puerto de entrada, colocado del lado del impulsor. Después de que las celdas del impulsor, pasan por el puerto de entrada y viajan hasta el puerto de descarga, el sellador es forzado a regresar en dirección del eje central del impulsor, dando lugar a la compresión, en cuanto las celdas pasan por el puerto de descarga la compresión es mucho más grande y los gases, junto con un poco del sellador son agotados a través del puerto de descarga a la atmósfera. A pesar de que el diagrama presenta un anillo muy ligero, el sello es altamente turbulento, razón por la cuál los gases de descarga contengan un poco del sellador.

Torres modernas de destilación al vacío pueden operar entre 3 y 5 mmHg en el domo de la torre y 25 a 30 mmHg en la zona flash. En este tipo de torres no se usa vapor para agotamiento. El crudo por supuesto puede descomponerse si el punto de corte es muy alto o la temperatura de flash es demasiado alta.

Como ya se estableció anteriormente se desea tener el mayor vacío posible con la menor caída de presión a lo largo de la torre, para evitar la descomposición del crudo.

Antes de 1960 la mayor parte de las columnas de vacío se diseñaban con platos con la idea de proporcionar la menor caída de presión posible. A principios de 1960 se desarrollan

empaques que proporcionaban una caída de presión muy pequeña y una alta eficiencia, con el diseño de este tipo de empaque la temperatura de la zona flash disminuyó debido a que ahora es posible utilizar vapor de agotamiento en el fondo de la torre, el problema es que el uso de éste aumenta considerablemente la carga de vapor en la torre bajo condiciones de vacío, esto tiene como consecuencia un aumento en la caída de presión. Con los nuevos empaque y alta eficiencia en los eyectores se pueden eliminar el uso de vapor. Con los nuevos diseños las torres ahora son “secas” con condiciones de presión de: 3 mmHg en el domo y 28 mmHg en la zona flash.

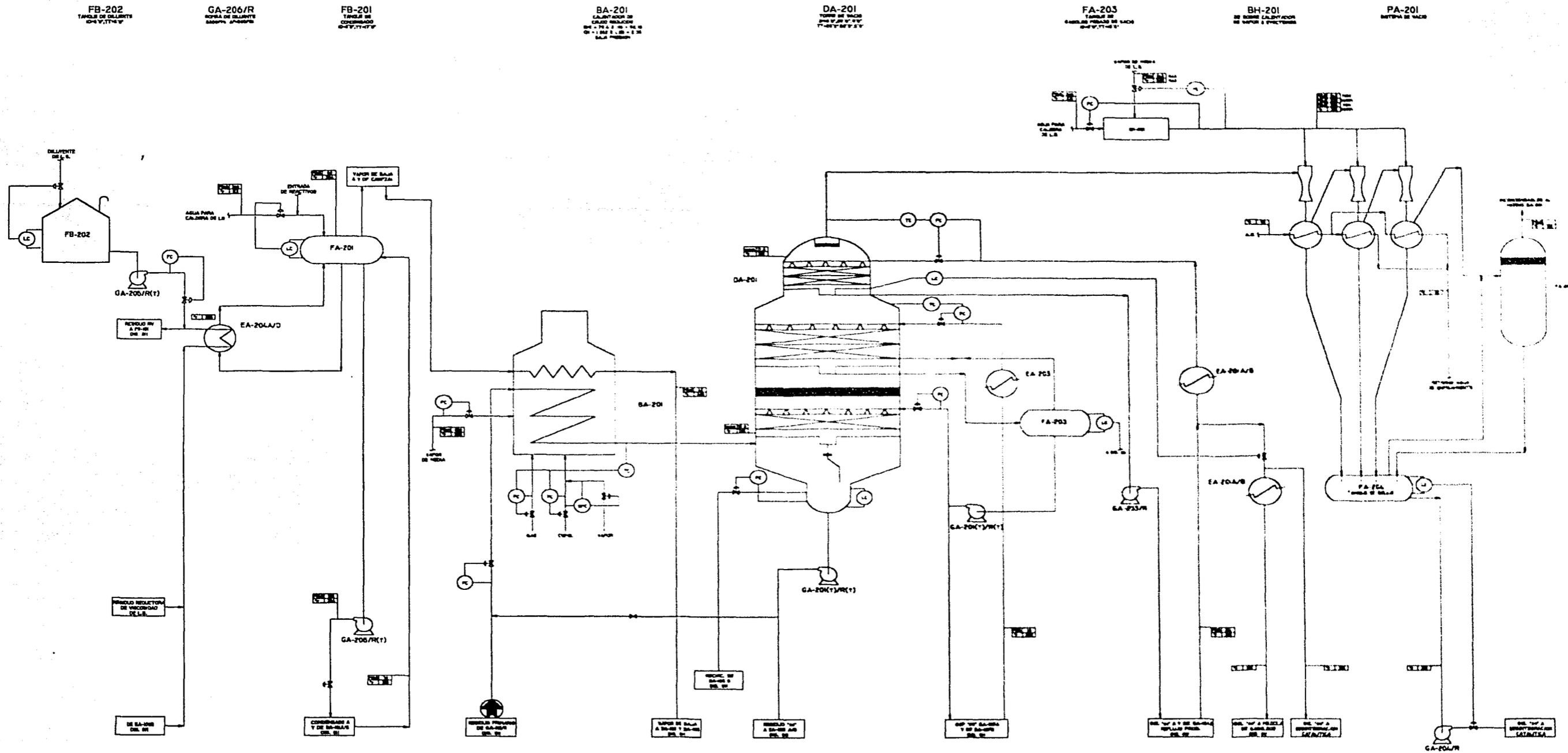
La temperatura del fondo de la columna de vacío es prácticamente la misma de la sección de flash. Podrá existir una diferencia de 2 a 3 grados debido a la corriente overflash que regresa de las secciones de lavado, es muy común que esta última corriente (overflash) se extraiga debajo de la sección de lavado y se mande a mezclado con el residuo de la torre, en este caso el residuo sin apagar tendrá la temperatura de flash.

En el pasado se utilizaba vapor de agotamiento para disminuir la presión parcial de los componentes de la alimentación, sin embargo, este tipo de destilación presenta inconvenientes tales como el costo por la cantidad de vapor requerida y del tratamiento del condensado amargo, por otro lado el vapor promueve la corrosión en la torre.

El comportamiento de un sistema de vacío puede ser afectado por las siguientes variables de proceso, las cuales pueden afectar de manera conjunta o independiente: carga de no condensables, hidrocarburos condensables, falta de carga al sistema de eyectores y contrapresión del sistema.

Los distintos procesos y tratamientos permiten adecuar los productos que se obtienen en una refinería a la exigencia y demanda del mercado de combustibles. El diagrama de flujo de proceso de la planta a analizar se presenta a continuación (DFP 1 y 2).





FB-202  
TANQUE DE ALIMENTACIÓN  
DE 1.71 m<sup>3</sup>

GA-206/R  
BOMBA DE ALIMENTACIÓN  
DE 0.45 m<sup>3</sup>/HR

FB-201  
TANQUE DE CONDENSADO  
DE 1.71 m<sup>3</sup>

BA-201  
CALENTADOR DE CALOR RESCALDO  
DE 1.71 m<sup>3</sup> DE 1.71 m<sup>3</sup> DE 1.71 m<sup>3</sup>  
DE 1.71 m<sup>3</sup> DE 1.71 m<sup>3</sup> DE 1.71 m<sup>3</sup>

DA-201  
TORRE DE VACÍO  
DE 1.71 m<sup>3</sup> DE 1.71 m<sup>3</sup> DE 1.71 m<sup>3</sup>  
DE 1.71 m<sup>3</sup> DE 1.71 m<sup>3</sup> DE 1.71 m<sup>3</sup>

FA-203  
TANQUE DE PRODUCTOS  
DE 1.71 m<sup>3</sup> DE 1.71 m<sup>3</sup> DE 1.71 m<sup>3</sup>  
DE 1.71 m<sup>3</sup> DE 1.71 m<sup>3</sup> DE 1.71 m<sup>3</sup>

BH-201  
BOMBA CALENTADOR DE VAPOR A PRESIÓN

PA-201  
RECEPTOR DE VACÍO

EA-204A/D  
REFRIGERADOR DE VAPOR  
DE 1.71 m<sup>3</sup> DE 1.71 m<sup>3</sup> DE 1.71 m<sup>3</sup>  
DE 1.71 m<sup>3</sup> DE 1.71 m<sup>3</sup> DE 1.71 m<sup>3</sup>

GA-205/R(t)  
BOMBA DE CONDENSADO  
A CALENTADOR DE 0.45 m<sup>3</sup>/HR

EA-203  
REFRIGERADOR DE PRODUCTOS  
DE 1.71 m<sup>3</sup> DE 1.71 m<sup>3</sup> DE 1.71 m<sup>3</sup>  
DE 1.71 m<sup>3</sup> DE 1.71 m<sup>3</sup> DE 1.71 m<sup>3</sup>

GA-201/R(t)  
BOMBA DE PRODUCTOS  
DE 1.71 m<sup>3</sup> DE 1.71 m<sup>3</sup> DE 1.71 m<sup>3</sup>  
DE 1.71 m<sup>3</sup> DE 1.71 m<sup>3</sup> DE 1.71 m<sup>3</sup>

GA-202A(t)-B(t)  
BOMBA DE PRODUCTOS  
DE 1.71 m<sup>3</sup> DE 1.71 m<sup>3</sup> DE 1.71 m<sup>3</sup>  
DE 1.71 m<sup>3</sup> DE 1.71 m<sup>3</sup> DE 1.71 m<sup>3</sup>

GA-203/R  
BOMBA DE PRODUCTOS  
DE 1.71 m<sup>3</sup> DE 1.71 m<sup>3</sup> DE 1.71 m<sup>3</sup>  
DE 1.71 m<sup>3</sup> DE 1.71 m<sup>3</sup> DE 1.71 m<sup>3</sup>

EA-201AB  
REFRIGERADOR DE PRODUCTOS  
DE 1.71 m<sup>3</sup> DE 1.71 m<sup>3</sup> DE 1.71 m<sup>3</sup>  
DE 1.71 m<sup>3</sup> DE 1.71 m<sup>3</sup> DE 1.71 m<sup>3</sup>

EA-202  
REFRIGERADOR DE PRODUCTOS  
DE 1.71 m<sup>3</sup> DE 1.71 m<sup>3</sup> DE 1.71 m<sup>3</sup>  
DE 1.71 m<sup>3</sup> DE 1.71 m<sup>3</sup> DE 1.71 m<sup>3</sup>

FA-204  
TANQUE DE PRODUCTOS  
DE 1.71 m<sup>3</sup> DE 1.71 m<sup>3</sup> DE 1.71 m<sup>3</sup>  
DE 1.71 m<sup>3</sup> DE 1.71 m<sup>3</sup> DE 1.71 m<sup>3</sup>

GA-204/R  
BOMBA DE PRODUCTOS  
DE 1.71 m<sup>3</sup> DE 1.71 m<sup>3</sup> DE 1.71 m<sup>3</sup>  
DE 1.71 m<sup>3</sup> DE 1.71 m<sup>3</sup> DE 1.71 m<sup>3</sup>

- **Aspectos Ambientales**

A nivel mundial, el tema ambiental se ha convertido en una de las principales preocupaciones de gobiernos, empresas y comunidades en general. Esto se debe fundamentalmente a que en las últimas décadas, muchos de los recursos naturales han experimentado un significativo deterioro y disminución. Asimismo, durante estos últimos años, en algunas ciudades del mundo, la calidad del aire se ha deteriorado a tal extremo que incluso, ya está dañando la calidad de vida de sus habitantes.

La contaminación del aire es uno de los problemas más serios que enfrenta el mundo hoy en día. Las pasadas dos décadas de rápida industrialización, urbanización y de desarrollo económico han conducido a un incremento mundial de emisiones contaminantes y como resultado un decremento en la calidad del aire. La contaminación del aire es causada principalmente por la combustión de combustibles fósiles para la producción de energía, emisiones vehiculares y actividades industriales.

Como un resultado no deseado de la combustión de hidrocarburos, se tienen emisiones de gases y partículas que afectan al medio ambiente. Las emisiones contaminantes que emanan de los sistemas de combustión son principalmente: óxidos de carbono (COx), óxidos de nitrógeno (NOx), óxidos de azufre (SOx), y PST (total de partículas suspendidas en la corriente de gases).

En cuanto a las emisiones de NOx, SOx y PST, los equipos de combustión del sector petrolero cumplen con la norma NOM085. Sin embargo, la tendencia mundial es la reducción paulatina de estas emisiones hasta llegar en el año 2015 a cero emisiones o a un valor cercano a cero. Por lo pronto, se está poniendo especial atención a la medición y control de emisiones de partículas cuyo tamaño sea menor a 10 micras (PM10). Asimismo, después de que la Agencia de Protección Ambiental (EPA) de los EUA estableciera un límite ambiental para partículas de tamaño menor a 2.5 micras (PM2.5) en 1997 y que decretara que estas partículas son las responsables de la turbidez atmosférica, se están

Llevando a cabo estudios por el DOE (Departamento de Energía de los EUA), dentro del Clean Coal Technology Program, para evaluar el impacto de las fuentes fijas en la emisión de este tipo de partículas. Se espera que para el año 2005, el DOE haya establecido una estrategia y los métodos para el control de emisiones de partículas PM2.5, con base en los datos y el diagnóstico de la situación que se está generando en el marco del programa mencionado.

A continuación se describen los métodos más representativos para reducir estos contaminantes:

- **PST.** Para remover partículas existen dos métodos principalmente: los precipitadores electrostáticos y sistemas de filtros.

Los precipitadores electrostáticos pueden llegar a remover las PST hasta en un 99.5% o más y, por lo tanto, son capaces de cumplir con las normas de emisiones actuales. Sin embargo, son generalmente poco efectivos con combustibles de menos de un 1% de azufre, aunque su construcción y operación resulta más económica que la de los sistemas de filtros. Por su parte sistemas de combustión pequeños pueden utilizar separadores ciclónicos con resultados aceptables.

Los sistemas de filtros son menos sensibles a la cantidad de partículas y a las características físicas y químicas de ellas, y son por lo tanto más flexibles que los precipitadores. Estos sistemas pueden llegar fácilmente a eficiencias de remoción por arriba de 99.5%. Los sistemas de filtros consisten en grandes áreas de materiales porosos (generalmente en forma de bolsas) que filtran las partículas. Estas se acumulan en la superficie del material poroso, el cual se limpia intermitentemente por medio de aire introducido en la dirección contraria a la de los gases, desprendiendo las partículas para su extracción. Hay diferentes tipos de materiales para los filtros, aunque están haciendo falta pruebas para determinar el mejor material cuando los gases tienen un alto contenido de azufre.

- **SO<sub>x</sub>**. Con respecto a la remoción de los SO<sub>x</sub> existen 3 opciones posibles: a) el combustible puede ser tratado antes del proceso de combustión para reducir el contenido de azufre; b) el proceso de combustión puede ser diseñado para que el azufre sea atrapado en las cenizas y así reducir las emisiones del mismo, y c) los óxidos de azufre se pueden remover de los gases de combustión antes de emitirlos a la atmósfera, a través de un proceso de limpieza conocido como “desulfuración de gases”.

Los procesos de desulfuración de gases pueden ser regenerativos y no regenerativos. Los dos usan un sorbente de azufre, que es un compuesto químico basado en calcio, como el carbonato cálcico (CaCO<sub>3</sub>), en los gases de combustión. En procesos regenerativos, los SO<sub>x</sub> líquidos, el ácido sulfúrico o el azufre elemental son removidos del sorbente en un paso subsiguiente de regeneración, que permite que el sorbente sea reutilizado (actualmente, en el marco del programa del DOE “Low Emission Boiler System” se está probando un sorbente, a base de alúmina con recubrimiento de óxido de cobre, en una unidad que quema carbón pulverizado en Elkhart, Illinois<sup>5</sup>; los resultados se tendrán en el año 2003). La tecnología de procesos no regenerativos está disponible comercialmente desde finales de los años 80.

En este tipo de procesos, los SO<sub>x</sub> reaccionan con el sorbente para formar un compuesto permanente. Una vez que el sorbente se ha saturado de azufre tiene que ser reemplazado. Un proceso no regenerativo muy común es el denominado “proceso no regenerativo húmedo”. En este proceso, el sorbente, basado generalmente en óxido de calcio o piedra caliza, se mezcla con agua antes de que entre en contacto con los gases de combustión. El residuo, una mezcla de sulfito de calcio y sulfato de calcio, se seca y se oxida completamente para formar yeso, un producto comercial de gran uso que, sin embargo, en ocasiones presenta problemas de logística en su desalojo, por las grandes cantidades que se producen.

- **NO<sub>x</sub>**. La formación de NO<sub>x</sub> en el consumo de combustibles fósiles depende de la disponibilidad de oxígeno, altas temperaturas y proporción de nitrógeno y combustible. Es

posible modificar las condiciones de combustión y hacer que ellas sean menos favorables a la formación de NOx. Esto puede llevarse a cabo reduciendo el suministro de oxígeno y las temperaturas locales en el horno, y permitiendo al combustible permanecer menos tiempo en las zonas de alta temperatura del horno. Generalmente, las modificaciones al proceso de combustión que se usan actualmente consisten en introducir el aire y el combustible en diferentes niveles del horno. Esta acción de repartir el aire y el combustible puede ser implantada en la base de la flama usando quemadores de bajo óxido de nitrógeno, o en varios puntos a lo largo del horno. Los quemadores de bajo óxido de nitrógeno pueden ser instalados, tanto en plantas nuevas, como en las ya existentes. Por medio del control del mezclado inicial del aire y del combustible, estos quemadores mantienen los niveles mínimos necesarios de oxígeno y temperatura en los puntos críticos de la flama, para una combustión efectiva, al tiempo que se reduce de manera importante la producción de NOx. Quemadores avanzados de bajo óxido de nitrógeno pueden reducir los NOx hasta en un 50%. La tecnología relacionada con la introducción de aire a diferentes niveles a lo largo del horno sigue en etapa de desarrollo. En pruebas experimentales, desarrolladas en laboratorios ingleses y en los del Instituto de Investigaciones Eléctricas, se han logrado reducciones similares a las obtenidas con quemadores de bajo óxido de nitrógeno.

Cuando los límites de emisiones de NOx, que imponen las normas, no se pueden lograr por medio de modificaciones al proceso de combustión, los NOx tienen que ser removidos por medio de limpieza de gases. Actualmente hay dos tecnologías disponibles comercialmente: la reducción catalítica selectiva (RCS) y la reducción catalítica no selectiva (RCNS), con eficiencias de remoción de 80 a 90% y de 45% respectivamente. Una tecnología alternativa consiste en combinar la RCS con la remoción regenerativa de SOx. Esta tecnología está en etapa de prueba y es parte del programa "Low Emission Boiler System", mencionado anteriormente. En este caso, después que el sorbente ha reaccionado con los SOx de los gases de combustión, se inyecta amoníaco. En presencia de los sulfatos que actúan como catalizador, el amoníaco y los NOx se transforman en nitrógeno y agua. Como se mencionó líneas arriba, se espera que para el año 2003 se tengan resultados de pruebas industriales.

- **CO<sub>2</sub>** . Otro tipo de emisiones que no se han mencionado y que en el futuro serán muy importantes, son las emisiones de gases de efecto invernadero. Dentro de una variedad de gases que provocan este efecto, está el CO<sub>2</sub>, que es la consecuencia directa de la combustión. Una forma de reducir estas emisiones es mejorando la eficiencia térmica de los equipos de combustión y de las plantas en su conjunto, ya que a mayor eficiencia se requiere menos cantidad de combustible y, por lo tanto, se produce menos CO<sub>2</sub>.

En los sistemas de combustión del sector petrolero hay posibilidades de mejorar la eficiencia mediante la incorporación de algunas de las tecnologías descritas en esta sección, por lo que las inversiones para el desarrollo de tecnologías de captura y secuestro de carbón se prevén para después del año 2010.

Las tecnologías en esta exposición no son las únicas que hay, pero se han seleccionado como representativas, y constituyen un parámetro importante para establecer nuestra visión hacia el año 2025.

La visión que se tiene hoy en día de los equipos de combustión del futuro no ha cambiado con respecto a la que se tenía en décadas pasadas en cuanto al deseo de que sean más eficientes, seguros y confiables. Sin embargo, la cada vez mayor valoración del medio ambiente ha motivado que la nueva visión incorpore también el deseo de que los equipos de combustión no emitan gases o partículas contaminantes a la atmósfera. Desde el punto de vista de los industriales del sector, la visión también incorpora otros factores importantes, como son el costo, la oportunidad y la rentabilidad. Adicionalmente, del panorama energético, donde se aprecia que los generadores de vapor para la industria petrolera y para la generación eléctrica son muy similares, también se incorpora el deseo de que de las nuevas plantas lo mismo se obtengan productos petrolíferos y petroquímicos que electricidad. Con esto se trataría de sacar el máximo provecho posible de los energéticos primarios y de tomar ventaja de las nuevas tecnologías.



### **III. SIMULACIÓN DE LA PLANTA PRIMARIA 1, TULA, HIDALGO**

La simulación del esquema de proceso de la Planta Primaria 1, Tula, Hidalgo, se utilizó para crear un modelo que permitiera estudiar y prever el comportamiento del proceso ante determinadas condiciones de operación.

La representación del comportamiento del proceso se realizó mediante la aplicación de modelos matemáticos adecuados bajo ciertas condiciones y alcances previamente definidos, con el fin de desarrollar el cálculo detallado del balance de masa y energía del proceso para obtener la composición estable de cada una de las corrientes del proceso.

La simulación de la planta se llevó a cabo con el simulador de procesos HYSYS<sup>3</sup>. Esta simulación se efectuó de manera integral, es decir, todos y cada uno de los equipos se encuentran conectados entre sí de tal forma que la simulación representa el comportamiento real de las unidades de proceso. El esquema de simulación se generó bajo las siguientes condiciones:

- La simulación se realizó con una mezcla de crudos, Istmo y Maya. La caracterización de estos se tomo de las “Bases de Diseño”, así como los estimados de las corrientes de productos de destilación necesarios para las corrientes de corte. Apéndice 1
- Las condiciones de diseño y operación se tomaron del “Diagrama de Flujo del Proceso”. Apéndice 2 y Págs. 27-28.
- El modelo utilizado para el cálculo de las propiedades termodinámicas de cada una de las corrientes se baso en la ecuación de estado de Peng-Robinson.
- Para la convergencia de la simulación se utilizó el Método de Aceleración de Wegstein.

- **Caso Base**

- Descripción del Proceso de la Planta Primaria 1, Tula, Hidalgo.

La Planta Primaria 1, Tula, Hidalgo tiene una capacidad de procesamiento de 150,000 BPD de aceite crudo tipo Istmo o tipo Poza Rica. Esta constituida básicamente de dos secciones: Sección de Destilación Atmosférica y Sección de Destilación al Vacío.

La función de la Sección Atmosférica es separar por medio de destilación, los productos primarios del crudo tales como: mezclas de nafta (nafta de despunte y nafta ligera), turbosina, kerosina, gasóleo ligero primario, gasóleo pesado primario y residuo primario. La mezcla de nafta es enviada a una Planta Hidrodesulfuradora. Las corrientes de nafta pesada, kerosina y gasóleo ligero se envían a una Planta Hidrodesulfuradora de Destilados Intermedios. La corriente de gasóleo pesado se envía a una Planta de Desintegración Catalítica.

La Sección de Destilación al Vacío procesa el residuo primario proveniente de la sección atmosférica para obtener gases incondensables y condensado aceitoso, gasóleo ligero de vacío, gasóleo pesado de vacío y residuo de vacío. El condensado aceitoso se envía a tratamiento de aguas amargas en la Unidad de Destilación Atmosférica y los gases incondensables del mismo sistema de vacío se quemarán en la chimenea de cualquiera de los calentadores a fuego directo de la planta. Los gasóleos de vacío se envían conjuntamente con el gasóleo pesado primario como carga a la Planta de Desintegración Catalítica. El residuo obtenido en esta sección se envía a la Planta Reductora de Viscosidad o a los tanques de almacenamiento.

A continuación se describirá el proceso de la planta con base al diagrama de flujo de proceso presentado en las páginas 29 y 30.

#### - Sección de Destilación Atmosférica

El aceite crudo de alimentación proveniente de límites de batería, es bombeado y dividido en dos partes iguales para posteriormente pasar a través de dos trenes de precalentamiento en paralelo formado por ocho intercambiadores de calor cada uno. El objetivo del tren es elevar la temperatura de la corriente del crudo de 20°C hasta 238°C. El precalentamiento del aceite crudo se lleva a cabo aprovechando la energía de los diversos efluentes de las columnas de Destilación Atmosférica y de Destilación al Vacío así como de los reflujos externos de las mismas. El efluente de nafta pesada o turbosina de la torre DA-102 pasa por el intercambiador de calor EA-101A, el de kerosina por los intercambiadores EA-102A y

EA-102B en serie, un efluente de GOLP por los intercambiadores EA-103A y EA-103B en serie y otro por el EA-105A y EA-106B en serie. El efluente de GOLV de la torre DA-201 pasa por los intercambiadores EA-104A y EA-104B en serie, el efluente de GOPV pasa por el EA-107A y EA-107B en serie, y el residuo de vacío pasa por el EA-108A y el EA-108B en serie.

El crudo proveniente del tren de precalentamiento se envía a las torres de despunte DA-101A/B. Con el objeto de que el aceite crudo entre parcialmente vaporizado, previamente se le reduce la presión hasta las condiciones de operación de dichas columnas (presión de 2.6 a 3.5 kg/cm<sup>2</sup> y temperatura de 175 a 230°C). Esta torre consta de 6 platos, con una alimentación de reflujo en la parte superior de nafta ligera proveniente del acumulador de nafta FA-102 a 38°C, con el objeto de recuperar la nafta y fracciones mas pesadas que van en el vapor de la alimentación de la Torre de Despunte. Por el domo de esta torre se desprende la nafta ligera y por el fondo sale el crudo despuntado.

El crudo despuntado se alimenta a los calentadores de fuego directo BA-101A/B a una temperatura de 239°C aproximadamente. En este se lleva a acabo la vaporización de las diversas fracciones del crudo (nafta ligera, kerosina, GOLP y GOPP) más un pequeño exceso de vaporización de residuo, que tiene la función de mantener un cierto reflujo en la parte inferior de la Torre DA-102.

El crudo precalentado sale del horno a una temperatura de 361°C y se alimenta a la Torre Fraccionadora DA-102 en el plato número 34. También se alimenta vapor de agua a (0.028kg/cm<sup>2</sup> y 316°C) en el plato número 37 para disminuir la presión parcial de los hidrocarburos y para mantener la temperatura y presión adecuadas en la zona de vaporización de la torre (1.05kg/cm<sup>2</sup> y 361°C) así como contribuir como agente de arrastre de los productos ligeros.

La Torre Atmosférica DA-102 consta de 37 platos y de 4 agotadores para las salidas laterales de la misma. La primer salida lateral es de GOPP, se obtiene del plato número 27

y se pasa al tanque de balance FA-105. Posteriormente intercambia calor con el crudo en el tren de precalentamiento en los intercambiadores EA-106A y B. Una parte se mantiene como reflujo al plato superior número 26 y la otra se manda a LB, ya sea a procesamiento en la Planta Catalítica, o bien, a almacenamiento previo enfriamiento.

Del plato número 21 se hacen dos extracciones de gasóleo ligero primario: la primera, después de pasar por los intercambiadores EA-105A y B regresa como reflujo al plato número 15 y la segunda después de pasar por el agotador DA-103C, donde se eliminan los hidrocarburos más ligeros empleando vapor de agua sobrecalentado, una parte se mantiene como reflujo al plato superior número 20 de la torre atmosférica y la otra pasa por los intercambiadores EA-103A y B donde se enfría y se envía a almacenamiento para posteriormente alimentarse a la Planta de Desintegración Catalítica.

Del plato número 15 se obtiene kerosina, la cual después de pasar por su agotador DA-103B, una parte se mantiene como reflujo al plato superior número 14, la otra pasa por los intercambiadores EA-102A y B se enfría y se envía a almacenamiento.

Del plato número 9 se obtiene Turbosina, la cual después de pasar por su agotador DA-103A una parte se mantiene como reflujo al plato superior número 5, la otra pasa por el intercambiador EA101A se enfría y se envía a almacenamiento.

#### - Sección de Destilación al Vacío

El residuo primario es enviado a un calentador de fuego directo BA-201 donde se calienta de 343 a 393°C llevándose a cabo una vaporización parcial de la corriente. La mezcla líquido-vapor es llevada a la zona de vaporización de la torre de destilación al vacío DA-201. Esta torre consta de cinco secciones. La primera de arriba hacia abajo corresponde a la condensación de GOLV, la segunda es de lavado superior, la tercera de condensación de GOPV, la cuarta de lavado inferior y la quinta es la sección de agotamiento. También se cuenta con un sistema de eyectores en la parte superior de la torre que mantiene una presión de 17.5 mmHg en el domo y 32.5 mmHg en el fondo.

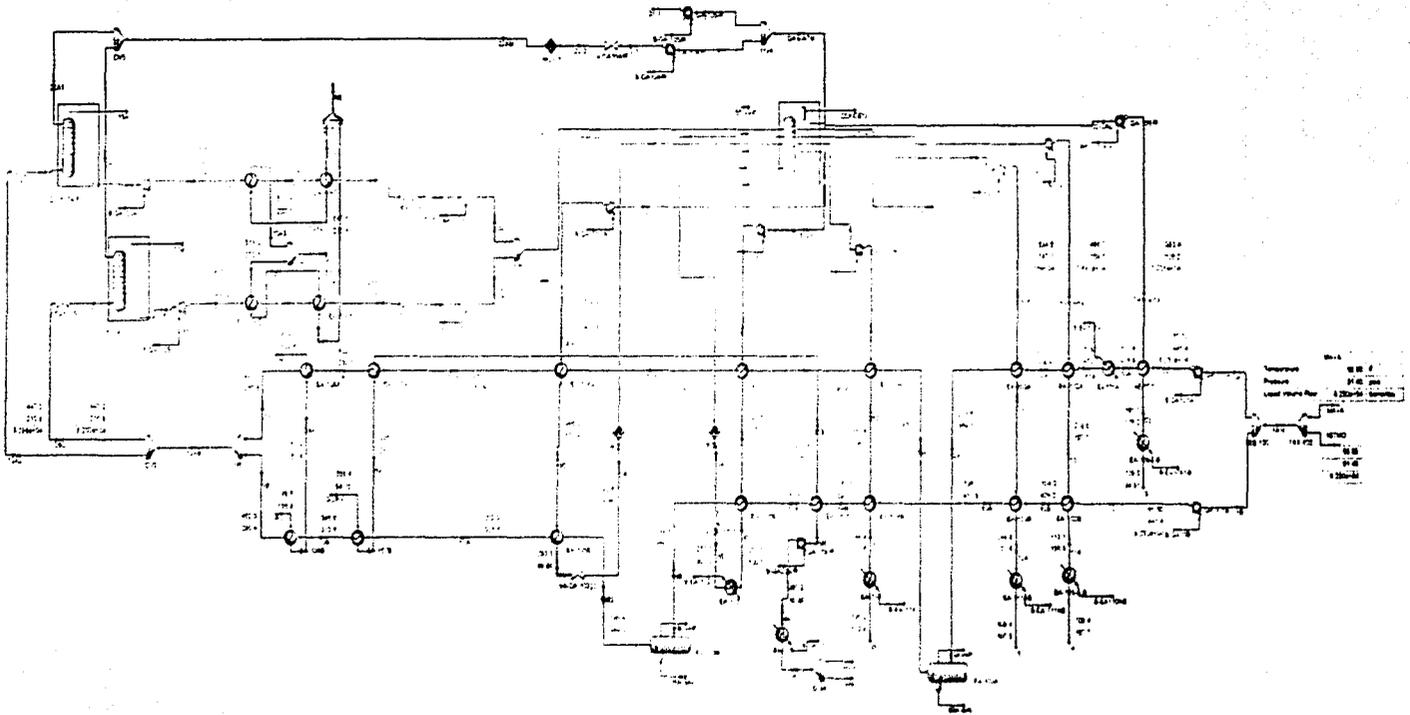
La alimentación del crudo reducido es en la parte inferior de la cuarta sección o zona de vaporización y por el fondo se alimenta una recirculación de residuo de vacío después de enfriarse en los intercambiadores de calor EA-108A y B. Por el domo de la torre se obtiene los ligeros y por el fondo el residuo de vacío.

El residuo de vacío, después de haber sido agotado por su recirculación, sale por el fondo de la torre y es bombeado mediante las bombas GA-201 hacia los intercambiadores EA-108A y B, enfriándose de 360 a 264°C. Posteriormente se divide en dos: una parte se recircula al fondo de la torre de vacío y la otra sale como producto hacia la Planta Reductora de Viscosidad.

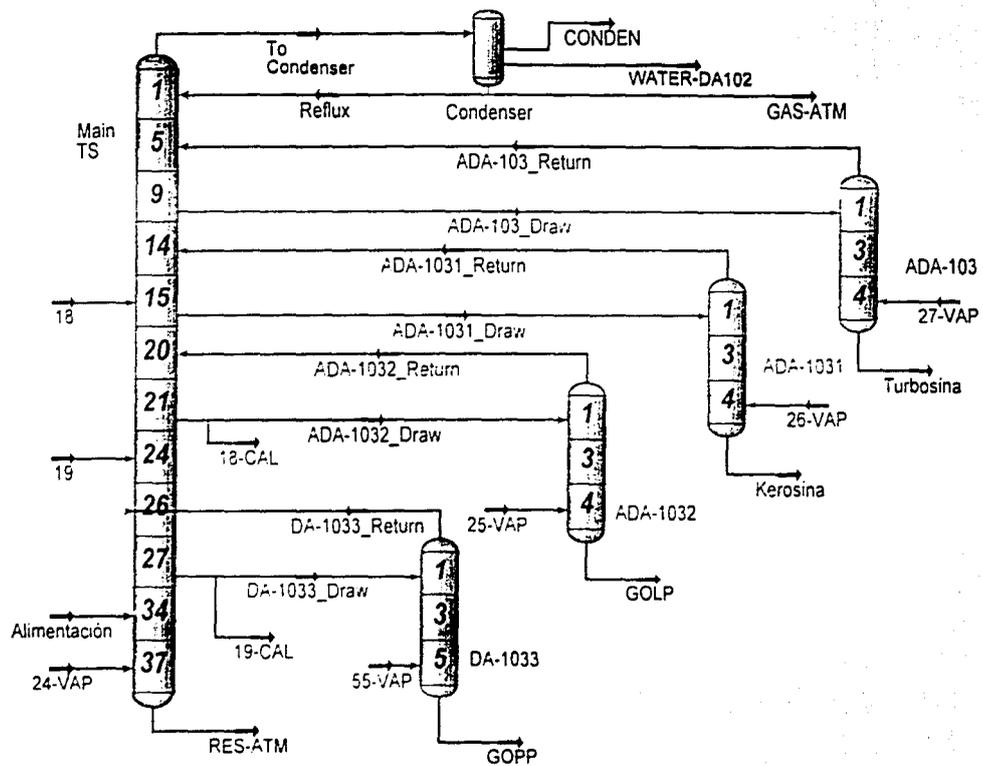
De la tina de extracción de GOPV, localizada en la parte inferior de la tercera sección, se extrae totalmente el GOPV y es enviado a un tanque FA-203. De este tanque sale una corriente del fondo, la cual es impulsada por la bomba GA-202 y después se divide en dos. Una parte se envía a lavado de la cuarta sección y la otra se enfría en los intercambiadores EA-107A y B de 327 a 291°C. De aquí una parte regresa como reflujo para lavado de la segunda sección, enfriándose antes hasta 224°C en el intercambiador EA-203. La otra parte sale del EA-107B se enfría en el EA-107C hasta 125°C y sale como producto hacia la Planta Catalítica o a la caja enfriadora.

El gasóleo ligero de vacío es extraído de la tina de extracción de GOLV, localizada en la parte inferior de la primera sección y se bombea por medio de la GA-203 hacia los intercambiadores EA-104A y B. En estos se enfría de 213 a 102°C. Posteriormente esta corriente se divide en dos: de la primera, una parte se va a desintegración catalítica y la otra sale como producto para mezclarse con los otros gasóleos después de enfriarse hasta 65.5°C en el EA-202; la segunda corriente regresa como reflujo a la parte superior de la primera sección después de enfriarse hasta 49°C en el EA-211A/B.

A continuación se presenta el DFP generado en la simulación para el caso base. DFP 3 y 4



*DFP 3: Planta Primaria 1, Tula, Hidalgo*  
*Caso Base*



DFP 4: Torre Atmosférica  
Caso Base

## - Resultados de la Simulación

La simulación del proceso se desarrollo de tal forma que los resultados se ajusten a las especificaciones del diseño en cuanto a rendimiento y calidad de los productos (con errores máximos de 10%). Los datos de las bases de diseño se anexan en el Apéndice 2.

Los resultados más representativos de la simulación para los productos obtenidos se presentan en la tabla 1 y 2, para el caso de la columna atmosférica y la de vacío respectivamente. En las gráficas 1,3 y 4 se muestra el perfil de temperatura, el flujo de líquido y vapor en cada plato a lo largo de la columna atmosférica y sus agotadores. En la gráfica 2 se puede ver la TBP (gráfica de los puntos de ebullición de los compuestos puros que constituyen el crudo) vs. contra el por ciento de destilado para la corriente de alimentación y salida de la torre atmosférica. El análisis de resultados se hará en el Capítulo VI.

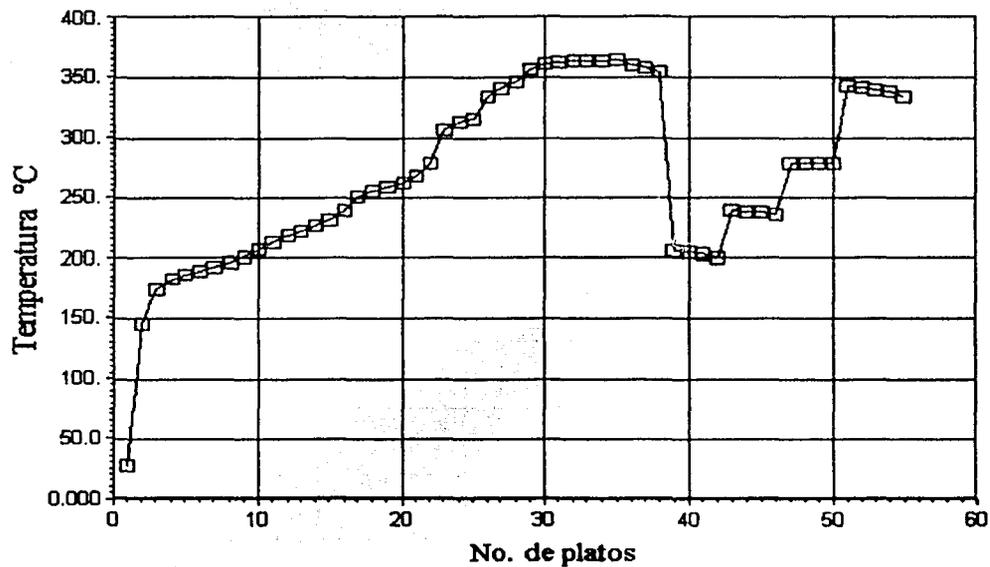
### Caso Base

Tabla 1. Resultados de Simulación: Columna de Destilación Atmosférica

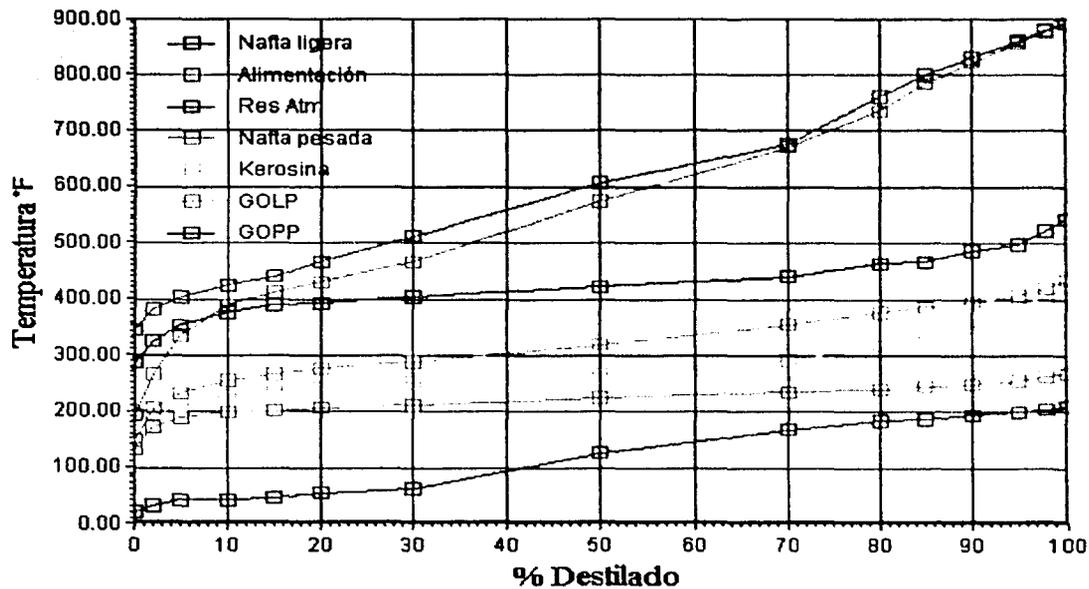
	NAFTA	TURBOSINA	KEROSINA	GOLP	GOPP	RES ATM
Temperatura (°C)	28.00	200.50	235.60	278.80	334.00	354.60
Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	1.357	1.417	1.457	1.497	1.537	1.603
Flujo Molar (kgmol/h)	861.4	528.5	597.6	621.6	205.5	1068
Flujo Másico(Kg/h)	69800	68870	97170	118900	56960	547800
Flujo vol (BPD)	13960	12310	16820	20160	9190	68480
ASTM D86 10%, °C	64.77	210.53	243.11	272.22	380.45	389.90
ASTM D86 30%, °C	76.32	217.82	256.41	293.76	396.89	467.38
ASTM D86 50%, °C	129.44	223.13	265.02	313.61	407.22	552.77
ASTM D86 70%, °C	164.02	229.61	280.53	340.88	417.26	616.85
ASTM D86 90%, °C	182.55	240.24	340.59	373.02	460.35	765.83

Tabla 2. Resultados de Simulación: Columna de Destilación al Vacío

	GOLV	GOPP	RES VAC
Temperatura (°C)	247.89	299.33	370.11
Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	0.0253	0.0309	0.0366
Flujo Molar (kgmol/h)	475.83	914.89	377.7
Flujo Másico(Kg/h)	154155	369096	253617
Flujo vol (BPD)	26148	60931	39386
ASTM D86 10%, °C	371.38	409.50	472.33
ASTM D86 30%, °C	384.72	424.16	537.88
ASTM D86 50%, °C	390.22	440.88	587.77
ASTM D86 70%, °C	398.88	461.77	629.61
ASTM D86 90%, °C	421.11	500.00	666.83

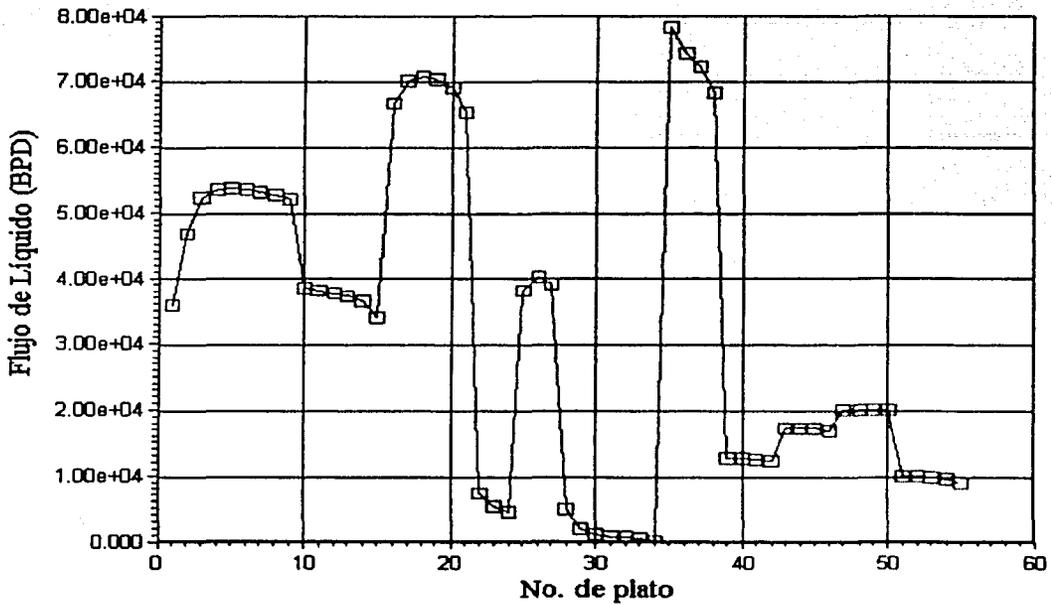


Gráfica 1. Perfil de Temperatura Columna de Destilación Atmosférica

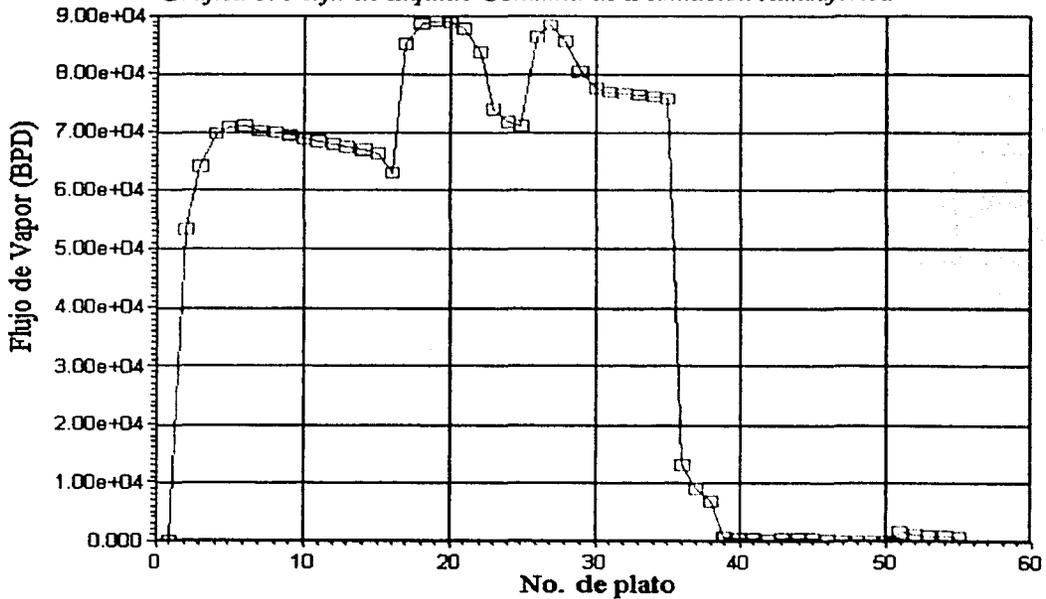


Gráfica 2. TBP Columna de Destilación Atmosférica

CASO BASE



Gráfica 3. Perfil de Líquido Columna de Destilación Atmosférica



Gráfica 4. Perfil de Vapor Columna de Destilación Atmosférica

CASO BASE

#### **IV. DIAGNÓSTICO DE LA PLANTA PRIMARIA 1, TULA, HIDALGO.**

La cada vez mayor valoración del medio ambiente, así como la disponibilidad de tecnologías y los compromisos del país en materia de regulación ambiental, han motivado al sector petrolero a sacar el máximo provecho posible de los energéticos primarios y tomar ventaja de las nuevas tecnologías, con el deseo de mejorar la eficiencia operativa de sus instalaciones para cumplir con la calidad creciente que se exige en los combustibles petrolíferos y al mismo tiempo optimizar la operación de las unidades e incrementar la rentabilidad de esta industria y lograr reducir las emisiones contaminantes a la atmósfera como resultado de los ahorros en consumos de energía.

Dentro de las metas de esta tesis se encuentra el obtener rendimientos y calidad de productos ecológicamente aceptables, uso eficiente de energía en todo el proceso y reducción de emisiones y efluentes contaminantes.

Los puntos a los cuales se va a enfocar esta tesis son:

- Tren de precalentamiento.
- Proceso de combustión en los hornos.
- Recalentamiento de los agotadores en la torre atmosférica.
- Sistema de vacío.
- Desalado del crudo.

Tanto el diagnóstico de la planta como su reestructuración se analizará mediante un procedimiento que involucra la Simulación del Proceso, la aplicación de la Tecnología Pinch, la aplicación de técnicas de control de emisiones y evaluación de la eficiencia de operación en algunos de los equipos.

- Análisis de la Configuración de la Red de Intercambio de Calor

Cuando se considera que un proceso no utiliza sus recursos económicos de forma adecuada, es necesario hacer un diagnóstico y una evaluación que nos informe de la cantidad de

energía que se consume, así como del arreglo general de las corrientes de proceso, con la finalidad de poder decidir si realmente es necesario modificar el proceso.

La Tecnología Pinch ha sido extensamente utilizada para identificar las oportunidades de ahorro de energía en la industria de proceso. La información más importante que se deriva de la aplicación de los principios básicos del punto pinch es la situación energética del sistema, que permite conocer el nivel de utilización de recursos y con ello prever los posibles ahorros de servicios con su consecuente reducción en los costos de operación de la planta.

Con la información de los equipos y corrientes (flujo másico, capacidad térmica y temperaturas) proporcionada por las especificaciones establecidas en los datos de diseño y por la simulación, se procedió al análisis de la red de intercambio de calor y equipos auxiliares de la Planta Primaria 1. Este análisis se llevó a cabo mediante el sistema para integración energética ADVENT<sup>4</sup> aplicando la Tecnología Pinch y el simulador de procesos HYSYS para obtener los datos termodinámicos. Los datos de diseño se encuentran en el Apéndice 2.

De la descripción del proceso se puede observar que solo el tren de precalentamiento del crudo de la sección de destilación atmosférica puede considerarse que recupera energía, dado que las demás corrientes se llevan a sus condiciones de proceso con el uso de servicios de enfriamiento o calentamiento. El reporte energético obtenido de la integración térmica se presenta en las tablas 5 y 6, diagrama 1 y gráficas 5 y 6.

Tabla 5. Reporte energético: Caso Base

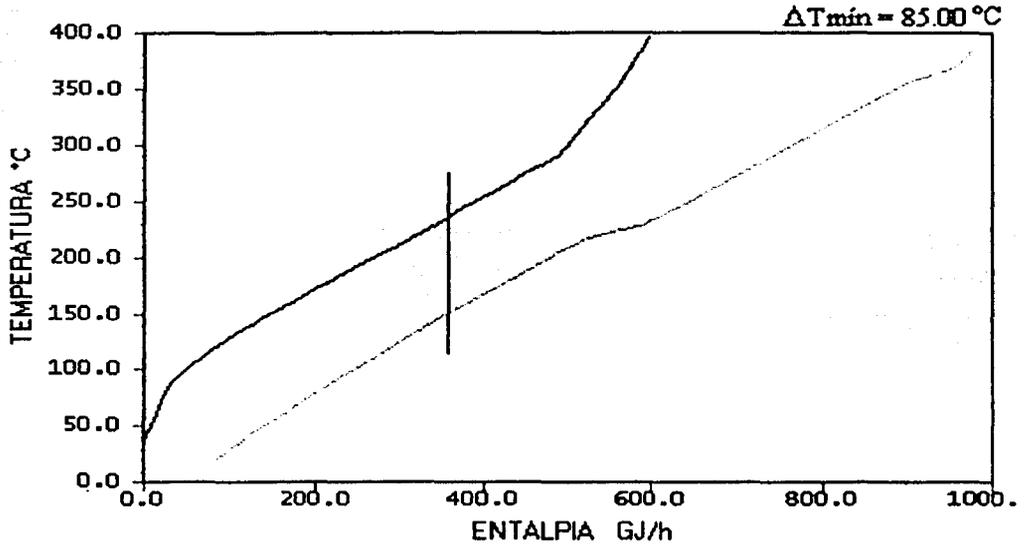
$\Delta T_{\min}$	85°C
Temperatura de Punto de Pliegue Corriente Caliente	235.4°C
Temperatura de Punto de Pliegue Corriente Fría	150.9°C
Consumo mínimo de servicios de enfriamiento	317.4 GJ/h
Consumo mínimo de servicios de calentamiento	379.17 GJ/h

**Tabla 6. Corrientes y equipos que se consideraron para el análisis**

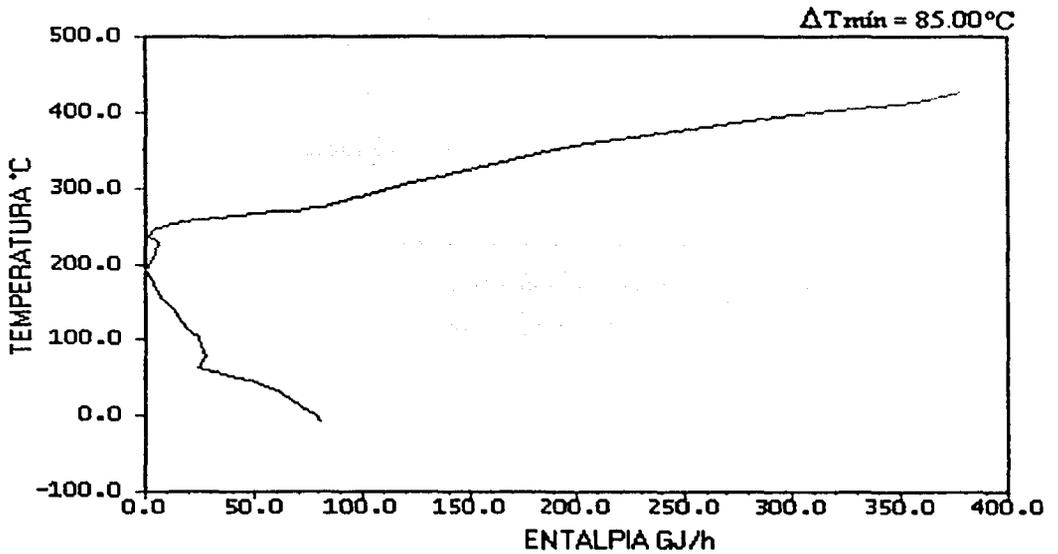
Equipo	Q GJ/h	Corriente Caliente	Te °C	Ts °C	Corriente fría	Te °C	Ts °C
HX1A	21.43	Turbosina	200.80	70.84	Crudo A	19.22	42.00
HX2A	24.82	Kerosina	235.90	136.44	Crudo A	81.11	104.40
HX2B	19.48	Kerosina	136.44	35.00	Crudo B	19.22	39.90
HX3B	17.46	Gasóleo Ligero Primario	180.18	119.21	Crudo B	39.90	57.78
HX3A	32.07	Gasóleo Ligero Primario	279.10	180.18	Crudo A	104.40	133.10
HX4A	16.17	Gasóleo Ligero de Vacío	334.40	234.49	Crudo A	133.10	147.22
HX4B	14.02	Gasóleo Ligero de Vacío	234.50	136.11	Crudo B	57.78	71.67
HX5A	37.42	Reflujo de GOLP	279.30	196.32	Crudo A	147.22	178.30
HX5B	29.90	Reflujo de GOLP	196.30	121.07	Crudo B	93.89	121.18
HX7C	24.11	Gasóleo Pesado de Vacío	209.98	184.74	Crudo B	71.67	93.89
HX6A	29.43	Gasóleo Pesado Primario	347.20	258.47	Crudo A	178.30	201.70
HX6B	33.05	Gasóleo Pesado Primario	258.50	144.95	Crudo B	121.18	149.90
HX7B	64.07	Gasóleo Pesado de Vacío	290.90	229.56	Crudo B	149.90	202.00
HX7A	19.43	Gasóleo Pesado de Vacío	229.60	209.98	Crudo A	201.70	216.70
HX8B	41.02	Residuo de Vacío	398.10	350.12	Crudo B	202.00	233.30
HX8A	15.32	Residuo de Vacío	350.10	331.63	Crudo A	216.70	228.30
HXCD	20.37	Residuo Reducido A	330.00	271.36	Crudo A despuntado	214.40	232.15
HXEF	20.75	Residuo Reducido B	330.00	270.02	Crudo B despuntado	214.40	232.15
C109	3.87	Turbosina	71.82	-42.78	Agua de enfriamiento	32.22	-46.11
C110	0.39	Kerosina	-45.04	-43.00	Agua de enfriamiento	32.22	-46.11
C204A	1.51	Kerosina	-43.00	35.00	Agua de enfriamiento	32.22	-46.11
C111	19.88	Gasóleo Ligero Pesado	120.40	-43.00	Agua de enfriamiento	32.22	-46.11
C204B	1.00	Gasóleo Ligero Pesado	43.00	35.00	Agua de enfriamiento	32.22	-46.11
C112	0.23	Reflujo de GOLP	122.3	121.1	Agua de enfriamiento	32.22	-46.11
C113	85.66	Gasóleo Pesado de Vacío	186.2	87.8	Agua de enfriamiento	32.22	-46.11
C114	7.02	Gasóleo Ligero de Vacío	142.7	87.7	Agua de enfriamiento	32.22	-46.11
C115	49.1	Cond. de gasolina desp.	151.11	37.80	Agua de enfriamiento	32.22	-46.11
C116	188.3	Cond. de gna ligera	140.00	37.80	Agua de enfriamiento	32.22	-46.11
H101A H101B	336	Calentador Primario			Crudo despuntado	232.3	370.00
H201	41.1	Calentador de vacío			Residuo Atmosférico	354.60	385.00



Gráfica 6. Curva Compuesta



Gráfica 7. Gran Curva Compuesta



CASO BASE

Del análisis realizado a la curva compuesta y a la gran curva compuesta (ver Pág.11) de acuerdo a las características de las mismas se tiene lo siguiente:

De la curva compuesta, con datos que no incluyen las corrientes de producto de domo de la torre fraccionadora y de la despuntadota de naftas, se puede notar que el sistema original tiene un consumo excesivo de servicios de enfriamiento.

De la gran curva compuesta correspondiente al sistema original se puede ver que solo hay una pequeña área de la curva capaz de suplir la demanda energética del proceso vía intercambio proceso-proceso, esta área se encuentra en la parte final de la curva (abajo del pinch), e indica la existencia de una fuente de calor en plena zona fría, de manera que deberá tomarse en cuenta para las combinaciones del diseño final.

En el sistema original se tienen dos corrientes (GOLP y GOPV) que aún después de haber intercambiado calor en el tren de precalentamiento, cuentan con una gran carga térmica, la cual puede ser utilizada para elevar la temperatura de precalentamiento del crudo, sin la necesidad de usar solo servicios de enfriamiento para llevar a estas a las condiciones de operación para el proceso siguiente.

Casi todas las unidades de la red cuentan con las mismas áreas sin importar su carga, ello reviste interés especial en el caso de los equipos HX104B y HX107B que manejan 14 y 64 GJ/h respectivamente. Como se puede ver es ilógico que ambos cambiadores usen la misma área al manejar una diferencia de cargas tan grande, estas irregularidades se tomarán en cuenta para el diseño del arreglo final donde es necesario hacer un mejor uso del área de intercambio de calor.

Del análisis térmico se observa que los intercambiadores de calor HX103A, HX105A, HX107B, HX108B y los enfriadores C114, C202 y C203 operan con altas cargas térmicas, mientras que los equipos HX101, HX104B, HX107A, HX108A, C111 y C112 operan de manera deficiente.

En cuanto al análisis de las corrientes calientes se tiene que el residuo de vacío, residuo reducido, gasolina despuntada y de la gasolina ligera se puede aprovechar más su carga térmica. Los equipos de enfriamiento para las corrientes de gasóleo pesado y ligero de vacío operan con alta carga térmica, mientras que los de las corrientes de reflujo de gasóleo ligero primario, turbosina y kerosina operan de manera adecuada. Las corrientes de GOPP y GOLP son cuellos de botella, dado que impiden manejar flujos y/o cargas térmicas por arriba del diseño.

Para el caso de las corrientes frías, estas deben mejorar las condiciones de alimentación a las torres de despunte así como para la torre atmosférica.

El tren de intercambio de calor actual no proporciona la temperatura adecuada para el despunte del aceite crudo, para lo cual se deberá instalar nuevos equipos para alcanzar estas temperaturas, con el objetivo de disminuir las pérdidas de energía en el tren de intercambio de calor, aumentar la temperatura de alimentación a las torres de despunte y reducir los requerimientos de servicios en el tren de enfriamiento.

Dado que se considera que el proceso existente no utiliza sus recursos energéticos adecuadamente, la reestructuración se basará en la Tecnología Pinch.

Dentro de las alternativas del reajuste se tendrá especial interés en la reutilización de la red, en la medida de utilizar al máximo los recursos existentes, pero siempre bajo condiciones razonables y, por otro lado el ahorro de energía, dado que al utilizar mejor el área disponible se requiere de una inversión menor en superficie de intercambio. El análisis se hará considerando a la planta de destilación atmosférica como sistema aislado.

#### - Sistema de Combustión en el Horno de Precalentamiento

Bajo el contexto de concebir y promover estrategias sobre el ahorro y uso eficiente de la energía, se han desarrollado diferentes metodologías de la evaluación energética para los

sistemas que emplean grandes cantidades de energía, como es el caso de los calentadores a fuego directo.

El éxito de cualquier empresa requiere del uso eficiente de la energía consumida en los procesos de que se trate. La conservación de energía consecuentemente enfrenta un fuerte y oportuno incentivo para escudriñar el criterio de diseño y características de construcción y operación comúnmente usados en estos procesos.

Los sistemas de combustión industriales que comúnmente se encuentran en el sector petrolero incluyen los sistemas para la generación de vapor y para el calentamiento de fluidos de proceso. Un elemento clave para el correcto funcionamiento de ambos sistemas, aunque con particularidades propias de cada aplicación, es el quemador. Encargado de propiciar una mezcla adecuada de combustible y comburente y de mantener la combustión bajo condiciones seguras, confiables y de alta eficiencia, el quemador influye de manera determinante en la disponibilidad, eficiencia e impacto ambiental de los sistemas de combustión.

La principal fuente de combustibles líquidos en la actualidad es el petróleo crudo, el cual se refina para obtener gasolina y otros productos. Sin embargo, estos aceites residuales de petróleo (10% de lo queda después del proceso de refinación) son pesados y difíciles de quemar. Los productos que se obtienen de la refinación de los crudos mexicanos tienen alta viscosidad, así como altos niveles de elementos nocivos como el azufre, metales como el vanadio y asfáltenos. Los combustibles son clasificados en: 1) destilados de keroseno, usados principalmente para uso doméstico y comercial y 2) combustibles residuales, usados en hornos industriales. Los combustibles se clasifican en seis grados, dependiendo de las propiedades físicas y químicas del combustible.

A medida que la calidad y el grado del combustible se reduce, la atomización, vaporización y quemado se dificultan. Los productos de combustión incluyen compuestos que dañan los tubos y otros componentes metálicos de los generadores de vapor, junto con elementos

contaminantes que deben mantenerse por debajo de los valores indicados por las normas ambientales.

La posibilidad de mejorar la eficiencia en el sistema de combustión en el sector petrolero es mediante la incorporación de estrategias y métodos de control de emisiones de partículas con base en los datos y el diagnóstico de la situación actual de la planta.

El propósito del diagnóstico energético de calentadores a fuego directo esta encaminado a:

- Evaluar condiciones actuales de operación del equipo.
- Estimar el potencial de ahorro energético con respecto a las características de diseño.
- Emitir recomendaciones técnicas y económicamente viables, que permitan incrementar su eficiencia energética de operación.

Debido a que no se cuenta con las especificaciones del diseño original del calentador y las condiciones de operación, sólo se propondrán alternativas para mejorar el sistema desde un punto de vista teórico, con el objetivo de disminuir la emisión de gases y partículas contaminantes a la atmósfera, manteniendo la temperatura de salida de los calentadores a fuego directo especificada por el diseño y al mismo tiempo reducir el consumo de gas y combustóleo.

#### - Sección de Destilación Atmosférica

Del análisis a la torre de destilación atmosférica los puntos principales en los que se debe enfocar la reestructuración son los siguientes:

- Se deberán realizar ajustes en su operación para disminuir la mezcla de compuestos con propiedades similares de distintos puntos de ebullición (mejorar el rango de temperaturas de corte) y obtener el máximo rendimiento, especificaciones y calidad de productos ecológicamente aceptable.

- Evaluar el reemplazo del vapor de agotamiento por rehervidores en los agotadores laterales para disminuir la cantidad de condensado amargo y eliminar el agua encontrada en las gasolinas, turbosina, kerosina y gasóleo ligero primario, debido a los flujos de vapor que maneja la torre de destilación atmosférica y sus torres agotadoras.

- Sección de Destilación al Vacío

Los sistemas de vacío representan un parte insignificante del costo total de la planta, sin embargo su mal funcionamiento conduce a pérdidas millonarias por lo que es indispensable y primordial que sea 100% operativo, rentable y confiable.

Como se mencionó anteriormente el bajo rendimiento de producto y la pobre calidad de los gasóleos de vacío son el resultado del mal funcionamiento del sistema de vacío. Tales problemas son causados por el tamaño o el servicio de vapor en los eyectores, que es el caso de la planta primaria, o por el mal funcionamiento de las bombas de vacío.

El comportamiento de un sistema de eyectores de vacío puede ser afectado por las siguientes variables de proceso, las cuales pueden afectar de manera independiente o conjuntamente:

- Los sistemas de vacío son susceptibles a un mal funcionamiento cuando la carga de no condensables se incrementa por encima de su diseño. El impacto de una carga de no condensables más grande que la de diseño es severo, conforme la carga de no condensables se incrementa, la cantidad de vapores saturados descargados del condensador se incrementa. El siguiente eyector puede no manejar el incremento de carga. El eyector antes del condensador no está diseñado para una presión de descarga más alta. Esta discontinuidad en presión causa que el primer eyector rompa su operación. Cuando esto ocurre, el sistema opera inestablemente y la presión de la torre puede elevarse rápidamente.

- Los hidrocarburos condensables manejados por el sistema de vacío son función de la composición de la alimentación y la temperatura del domo de la columna de destilación al vacío. Debido a que se procesan diferentes tipos de crudo o se tiene diferente operación de la planta, la composición y la cantidad de hidrocarburos condensables manejados es variable.

- A cargas ligeras del domo de la columna, el sistema de vacío llevará el valor de la presión de operación abajo del valor de la presión de diseño. Esto puede afectar la dinámica de operación de la torre y un control de presión puede ser necesario. El control de presión de la torre es posible con trenes de múltiples elementos. A cargas reducidas uno o más elementos pueden sacarse de operación. Esto reduce la capacidad de manejo permitiendo que la presión de la torre se eleve a un nivel satisfactorio. Si múltiples trenes no se usan, un control de reciclo es otra posibilidad. Aquí la descarga de un eyector es reciclada a la succión del sistema, esto actúa como una carga artificial manejando la presión de succión. ..

Los eyectores están diseñados para comprimir la carga de hidrocarburos provenientes de la columna a una presión de descarga de diseño. Si la presión de descarga actual se incrementa arriba del diseño, el eyector no tendrá suficiente energía para alcanzar la presión más alta. Cuando esto ocurre el eyector no opera adecuadamente y la presión de succión incrementa rápidamente.

Otra de las desventajas de los eyectores es la cantidad de condensado amargo producido, además de la cantidad y calidad del vapor motriz necesario para mantener una operación estable de compresión. Por lo cual, se recomienda hacer un análisis teórico de las ventajas y desventajas de usar bombas de vacío en lugar del sistema de eyectores.

#### - Desalado del Crudo

El desalado del crudo debe operar óptimamente utilizando toda el agua amarga del proceso. Para tener un 99% de remoción de sal, las desaladoras deben operar con un 4% de

inyección de agua y 116.7°C de temperatura. Para conseguir esta temperatura, las extracciones de turbosina, kerosina y GOLP (tren A) y las extracciones de kerosina, GOLP, GOLV, GOPV y GOLP reflujo (tren B) deben de mantenerse al máximo.

Las condiciones actuales de operación no cumplen con las temperaturas mínimas para que se efectúe el desalado, por lo cual, se debe instalar un nuevo equipo para satisfacer las necesidades del desalado y así evitar una carga excesiva para los equipos. En el Apéndice 3, se muestra a detalle los resultados obtenidos.

## V. PROPUESTA DE REESTRUCTURACIÓN

La estrategia a seguir en la reestructuración es la de aprovechar eficientemente la energía disponible de la planta, así como el disminuir la cantidad de emisiones.

Entre las opciones que se tienen para lograr estas metas es la adquisición de nueva tecnología o el mejoramiento de los procesos existentes. Sin embargo, las barreras de tipo tecnológico que enfrenta nuestro país no han permitido hacer cambios en las tecnologías de nuestros centros productivos hacia otros más limpios y eficientes. Esto debido al alto costo que implica la adquisición de esta. Por lo cual, el enfoque que tendrá la reestructuración será el mejoramiento del proceso existente mediante cambios en las condiciones del proceso y en la red de intercambio de calor.

### Reestructuración de la Red de Intercambio de Calor

La herramienta de mayor uso en la reestructuración de redes de intercambio de calor es la Tecnología Pinch. Después de haber definido las condiciones del proceso, el procedimiento a seguir se muestra en la Fig.11.

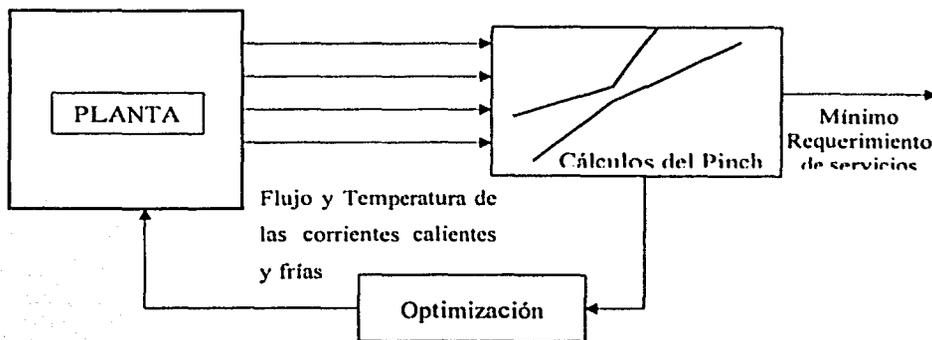


Fig. 11 Procedimiento de Reestructuración de la Red de Intercambio de Calor

La Tecnología Pinch busca determinar los consumos de energía utilizando adecuadamente el área existente de intercambio de calor y considerando los costos de energía, gastos de inversión y rentabilidad de la readaptación.

El punto de partida en la reestructuración es el de aprovechar eficientemente el arreglo de la red existente, mejorando la recuperación energética con acercamientos de las curvas compuestas, esto es, ahorrar tanta energía como sea posible considerando el área disponible. Sin embargo, en la práctica, frecuentemente se tiene que invertir cierto capital para incrementar el área de intercambio. Por otro lado se dibuja la red existente en forma tal que se identifique a los intercambiadores que cruzan el punto de pliegue y se procede a eliminarlos, colocando nuevos intercambiadores y, donde sea posible, reusar los intercambiadores eliminados. Finalmente, aplicar mejoras evolutivas a las redes obtenidas.

Con la información de corrientes y equipos involucrados en el sistema de intercambio de calor proporcionada por la simulación y el método de readaptación basado en la Tecnología Pinch, se procedió al análisis de la red existente de la Planta Primaria 1, con la ayuda del sistema para integración energética Advent, manteniendo la estructura básica de la misma, sin provocar cambios radicales que pudieran generar problemas de operación o de flexibilidad. El reporte energético y las gráficas obtenidas de la integración térmica se presentan en las tablas 7 y 8, diagrama 2 y gráficas 7 y 8.

*Tabla 7. Reporte Energético: Caso Reestructurado*

$\Delta T_{\min}$	70.0°C
Temperatura de Punto de Pliegue Corriente Caliente	290.9 y 276.6 °C
Temperatura de Punto de Pliegue Corriente Fría	206.6 y 220.9 °C
Consumo mínimo de servicios de enfriamiento	285.4 GJ/h
Consumo mínimo de servicios de calentamiento	309.0 GJ/h

*Tabla 8. Condiciones de corrientes y equipos resultantes de la reestructuración*

Equipo	Q GJ/h	Corriente caliente	Te °C	Ts °C	Corriente fría	Te °C	Ts °C
HX1A	29.86	Turbosina	227.90	48.20	Crudo A	19.22	50.67
HXEAI	7.74	Gasóleo Ligero de Vacío	142.56	82.14	Crudo A	50.67	58.48
HX2A	44.20	Kerosina	276.60	99.66	Crudo A	58.48	100.40

Equipo	Q GJ/h	Corriente caliente	Te °C	Ts °C	Corriente fría	Te °C	Ts °C
HX2B	12.39	Kerosina	99.66	38.97	Crudo B	19.22	32.53
HX3A	56.99	Gasóleo Ligero Primario	323.60	149.02	Crudo A	100.40	150.80
HX3B	12.96	Gasóleo Ligero Primario	149.00	99.80	Crudo B	32.53	46.05
HX4A	10.95	Gasóleo Ligero de Vacío	335.00	268.85	Crudo A	150.80	160.00
HX4B	18.43	Gasóleo Ligero de Vacío	268.85	142.62	Crudo B	53.86	72.19
HXEA2	7.66	Gasóleo Pesado Primario	180.52	152.90	Crudo B	46.05	53.86
HX5A	30.37	Reflujo de GOLP	273.20	202.60	Crudo A	160.00	185.00
HX7C	33.72	Gasóleo Pesado de Vacío	190.53	154.00	Crudo B	72.19	104.10
HX5B	32.64	Reflujo de GOLP	202.60	121.15	Crudo B	104.10	133.30
HX6A	38.31	Gasóleo Pesado Primario	347.50	229.96	Crudo A	185.00	215.00
HX6B	14.46	Gasóleo Pesado Primario	230.00	180.52	Crudo B	133.30	145.80
HXEA3	24.42	Gasóleo Pesado de Vacío	215.77	190.52	Crudo B	145.80	166.30
HX7B	43.97	Gasóleo Pesado de Vacío	290.90	249.33	Crudo B	166.30	201.60
HX7A	33.93	Gasóleo Pesado de Vacío	249.33	215.66	Crudo A	215.00	240.50
HX8B	35.25	Residuo de Vacío	398.10	357.00	Crudo B	201.60	228.60
HX8A	35.81	Residuo de Vacío	357.00	313.45	Crudo A	240.50	266.62
HXCD	20.32	Residuo Reducido A	330.00	271.51	Crudo A despuntado	236.00	253.20
HXEF	20.55	Residuo Reducido B	330.00	270.80	Crudo B despuntado	235.70	253.10
C109	0.76	Turbosina	48.30	42.78	Agua de enfriamiento	32.22	46.11
C110	1.45	Kerosina	50.50	43.00	Agua de enfriamiento	32.22	46.11
C204A	1.54	Kerosina	43.00	35.00	Agua de enfriamiento	32.22	46.11
C111	7.587	Gasóleo Ligero Pesado	103.80	43.00	Agua de enfriamiento	32.22	46.11
C204B	1.00	Gasóleo Ligero Pesado	43.00	35.00	Agua de enfriamiento	32.22	46.11
C112	0.28	Reflujo de GOLP	122.6	121.1	Agua de enfriamiento	32.22	46.11
C113	56.74	Gasóleo Pesado de Vacío	154.00	87.8	Agua de enfriamiento	32.22	46.11
C115	49.1	Cond. de gasolina desp.	151.11	37.80	Agua de enfriamiento	32.22	46.11
C116	188.3	Cond. de gna ligera	140.00	37.80	Agua de enfriamiento	32.22	46.11
H101A H101B	294.7	Calentador Primario			Crudo despuntado	232.3	370.00
H201	40.85	Calentador de vacío			Residuo Atmosférico	354.60	385.00

Caso: REESTRUCTURADO

DTMIN: 70.00

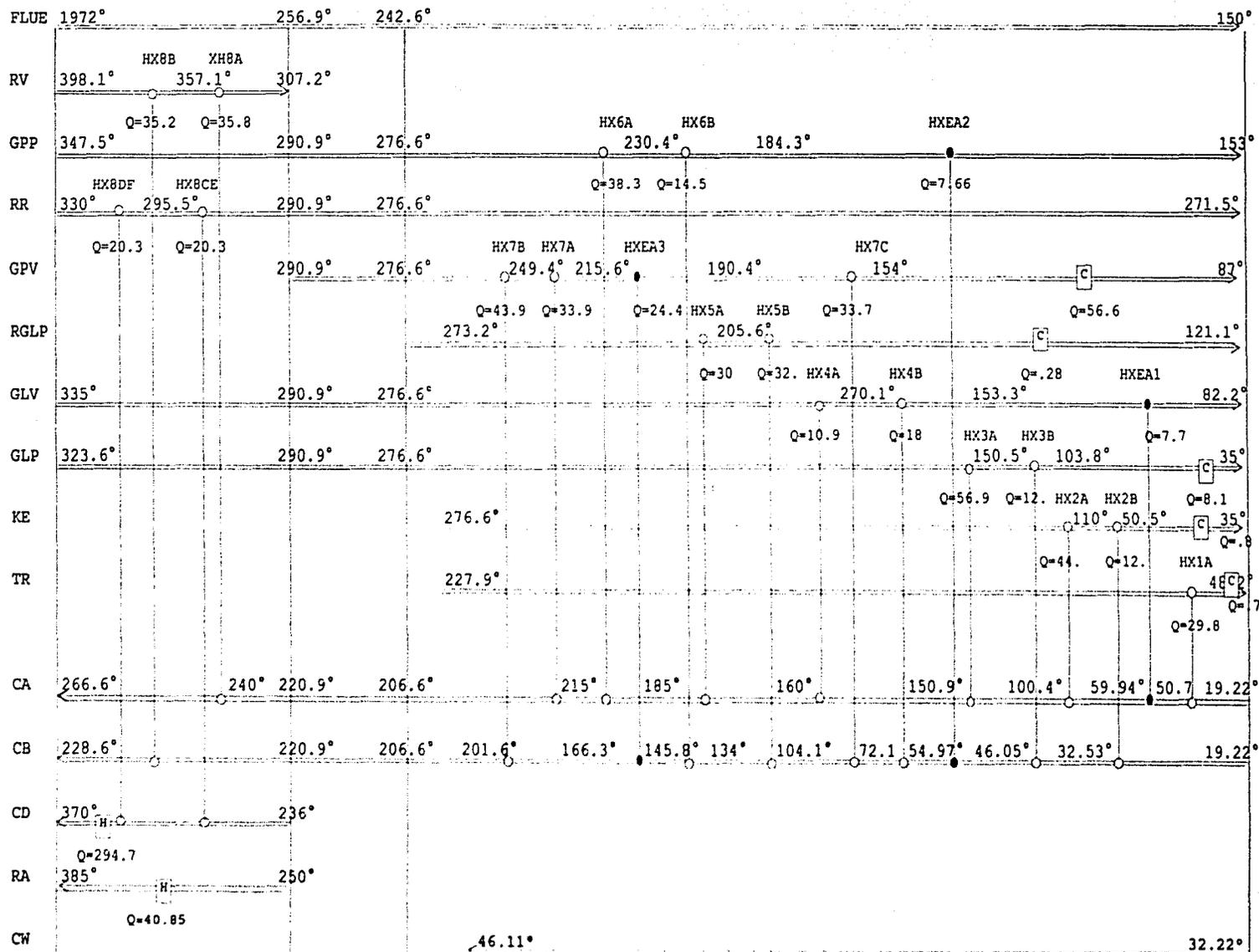
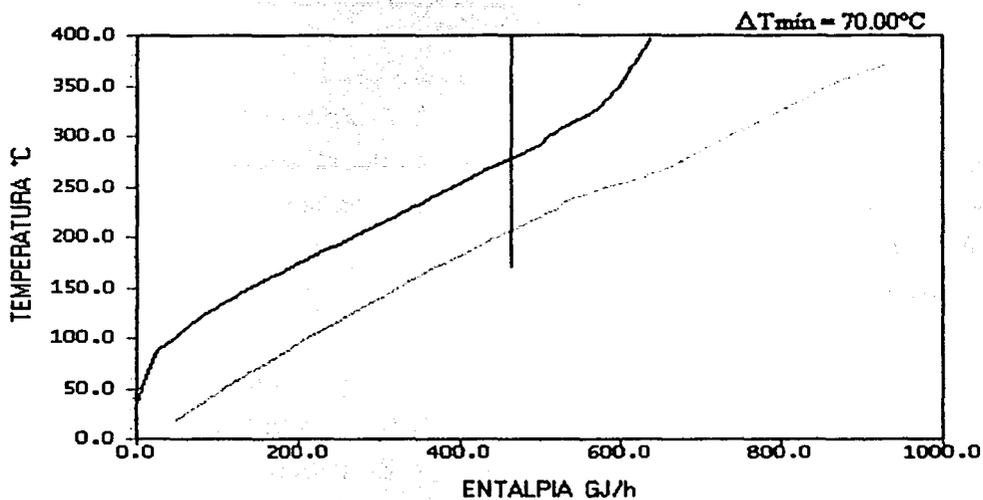
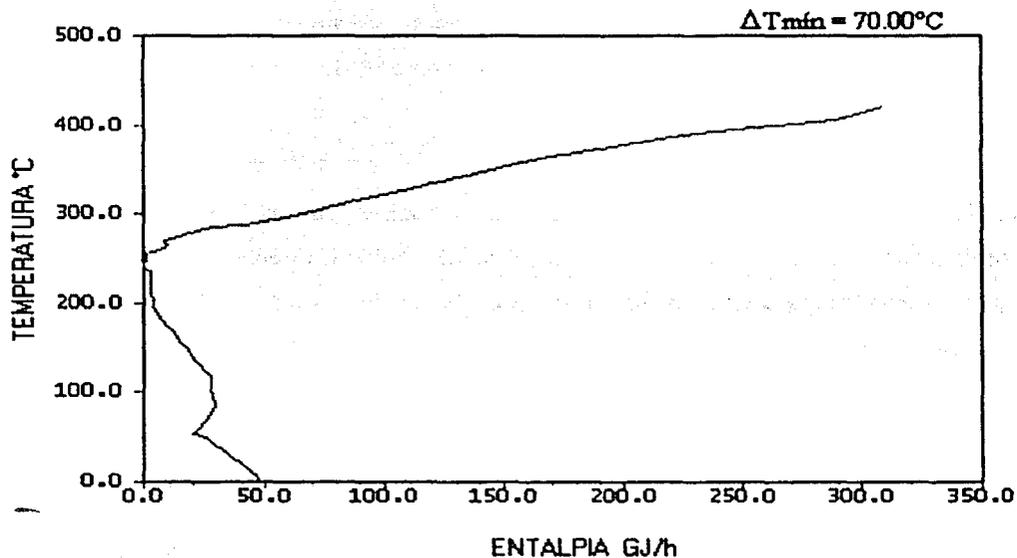


Diagrama 2. Red de Intercambio de Calor: Caso Reestructurado

Gráfica 7. Curva Compuesta



Gráfica 8. Gran Curva Compuesta



CASO REESTRUCTURADO

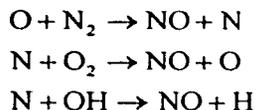
El análisis de los resultados obtenidos de la integración energética se hará en el capítulo siguiente.

- Quemadores de Bajas Emisiones de NOx

El objetivo fundamental en la reestructuración de los quemadores a fuego directo es el desarrollo de tecnologías para quemar eficientemente el combustible y reducir las emisiones contaminantes. A escala mundial existe una gran presión por reducir el nivel de óxidos de nitrógeno (NOx) que se producen en todos los procesos de combustión de combustibles fósiles.

Las emisiones de NOx se regulan debido a los efectos adversos que tienen sobre la salud y el medio ambiente. Los NOx juegan un papel muy importante en la formación de la lluvia ácida, en la formación de ozono en las capas bajas de la atmósfera y se sospecha que algunos tipos de óxidos de nitrógeno toman parte en el deterioro de la capa de ozono en la alta atmósfera. En la actualidad existe una norma ecológica que limita las emisiones de fuentes fijas NOM-085-ECOL-1994. Las emisiones a cumplir definirán el tipo de quemadores que deberán ser seleccionados. Las técnicas de control de NOx para cada mecanismo se muestran a continuación.

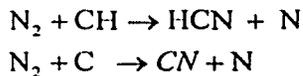
El mecanismo de producción de NOx térmico es la fuente principal de NOx provenientes de la combustión. La producción de NOx por este mecanismo puede ir desde unas cuantas partes por millón hasta varios miles dependiendo de las condiciones. El esquema de reacción es el siguiente:



Este mecanismo de producción de NOx se inicia con átomos de O y éstos prevalecen en las zonas de alta temperatura de la flama por lo que el NOx térmico se produce con mayor

rapidez en las zonas de flama con temperatura pico. De hecho, la producción de los NOx térmicos, se incrementan exponencialmente con la temperatura de la flama y el método para controlarlos es principalmente controlando la temperatura pico de la flama.

El NOx "rápido" es una forma indirecta de oxidar N<sub>2</sub> y las emisiones generadas por este mecanismo son mucho menores que las generadas por el mecanismo térmico. Sin embargo a medida que se han ido disminuyendo las emisiones de NOx térmico la contribución de este se vuelve más importante. El NOx "rápido" se produce principalmente en las zonas de la flama ricas en combustible. Se forma por medio de una secuencia de reacciones que se inician con radicales hidrocarburos y N<sub>2</sub>. Estos radicales se forman durante la combustión de cualquier hidrocarburo. Las reacciones típicas son:



El HCN y CN formados en estas reacciones se pueden convertir a NCO, NH, N y otros. Finalmente el N puede reaccionar para formar NO.

Algunos combustibles tales como los aceites contienen moléculas con enlace orgánico con el nitrógeno. El combustóleo contiene en México de 0.2 a 0.43 por ciento de nitrógeno en la cadena orgánica; incluso algunos gases de refinería contienen algunos compuestos tales como NH<sub>3</sub>, HCN y arrastre de aminas generadoras de NOx. A medida que los combustibles pesados se calientan en la flama se descomponen, y dependiendo de la naturaleza de los enlaces químicos, el nitrógeno típicamente es liberado en forma de HCN o NH, compuestos que finalmente derivan en la formación de NOx.

Los factores más importantes que determinan la cantidad de óxidos de nitrógeno producidos por el tipo de combustible quemado son: el contenido de nitrógeno en liga orgánica en el combustible y la estequiometría en la zona de la flama donde se libera el nitrógeno. Aunque generalmente no se puede hacer nada para afectar el nivel de nitrógeno

en el combustible, si es posible optimizar la estequiometría de la flama. Se han desarrollado dos tecnologías que permiten la reducción de NOx:

- Quemadores por Etapas de Aire

El quemador por etapas de aire es la mejor tecnología existente en la actualidad cuando se requiere quemar en combinación un combustible líquido y un gas. El quemador debe estar diseñado para inyectar el aire de combustión en etapas generando dos zonas de combustión; la primaria donde se lleva a cabo una reacción subestequiométrica que limita la formación de óxidos de nitrógeno por el contenido de N en el combustible, y por otro lado la zona de combustión secundaria que mezcla los productos de combustión provenientes de la zona primaria con aire terciaria o en etapa. Esto disminuye la temperatura pico de la flama limitado la formación de óxidos de nitrógeno "térmicos".

- Quemadores por Etapas de Combustible

En este tipo de quemador, se mezcla una porción del combustible y todo el aire de combustión en la zona primaria de combustión. Se logra una combustión muy rápida en esta atmósfera de alto exceso de aire. El exceso de aire tan alto reduce considerablemente la temperatura pico de la flama de la zona primaria. Debido a la reducción en la temperatura pico de la flama, la producción de NOx en la zona primaria se reduce considerablemente. El combustible restante es alimentado a través de varias boquillas perimetrales que por su velocidad de operación arrastran a los productos de la zona primaria de combustión a la secundaria. Al entrar los productos de la reacción a la segunda etapa reducen la temperatura de la combustión y reducen la presión parcial del oxígeno en la reacción retardando la formación de óxidos de nitrógeno. Este quemador es más efectivo en la reducción de NOx sin embargo hasta ahora solo es aplicable a gases combustibles, no maneja combustibles líquidos.

Otro punto importante es que el consumo de energía en una planta de destilación atmosférica depende del tipo de crudo que procesa y de la calidad de los productos. Por

otro lado, a medida que la calidad y el grado del combustible se reduce, la atomización y quemado se dificulta.

- Reestructuración de los Agotadores

El cambio del vapor de agotamiento por un rehervidor en los agotadores laterales de la torre atmosférica reduce significativamente la carga de calor del condensador de la columna principal. Colocar un rehervidor en el agotador de kerosina tiene un impacto mucho más grande que colocar uno en el agotador del gasóleo ligero primario. Debido a que es más fácil alcanzar las especificaciones de las condiciones en la zona flash para el GOLP, la cantidad de vapor necesario es poco, a diferencia de la corriente de kerosina, para la cual se requiere mayor cantidad de vapor.

- Sistema de Vacío

Dadas las condiciones en que puede ser afectado el sistema de eyectores, y la cantidad de condensado amargo que este provoca, se propone hacer una modificación en el sistema de eyectores para incluir una bomba de vacío y cambiar el servicio de vapor por el de energía eléctrica.

## - Caso Reestructurado

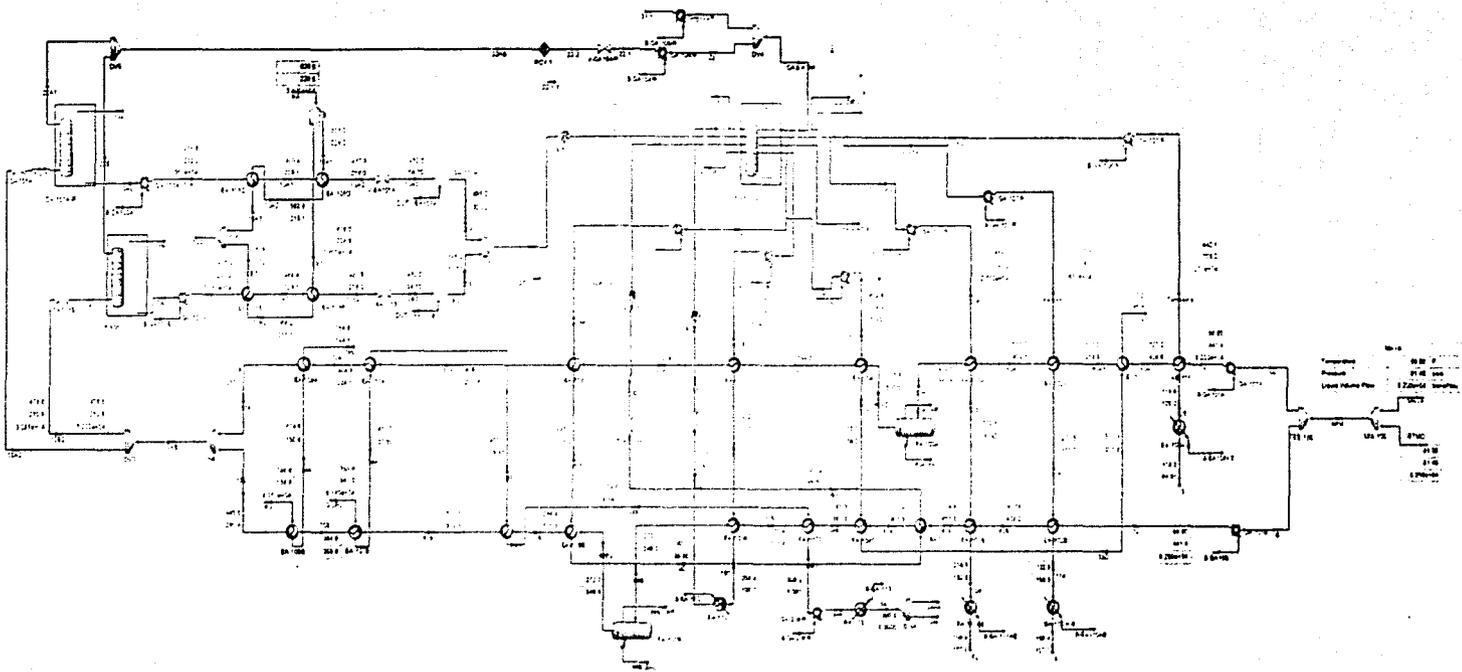
Esta sección señalará solo las diferencias entre el procesos final (Caso Reestructurado) y el de referencia (Caso Base).

En la sección del tren de precalentamiento, se colocó un nuevo intercambiador, HXEA1 entre los intercambiadores HX101 y HX102A para aprovechar la energía térmica restante del gasóleo ligero de vacío y al mismo tiempo reducir la carga térmica de los enfriadores C-201 y C-202. Entre los equipos HX103B y HX104B se colocó un nuevo intercambiador, HXEA2 con el fin de aprovechar la carga térmica restante del gasóleo pesado primario, sustituyendo así el enfriador C-114. Para el aprovechamiento de la carga térmica restante del gasóleo pesado de vacío, se colocó un nuevo intercambiador, HXEA3 entre los equipos HX106B y HX106A, contribuyendo a la reducción de la carga térmica del enfriador EA203. Para aprovechar la carga térmica restante del residuo reducido proveniente de la Planta Reductora de Viscosidad, es mediante la modificación de los internos de los equipos HX8CE y HX8DF, dado que no es conveniente utilizar esta corriente con otros equipos de la red, ya que de hacerlo aumentaría la dependencia operativa de la Planta Primaria con respecto a la otra planta de proceso. La carga térmica restante de la corriente del residuo de vacío se aprovecha en los equipos HX108A y B. Esta corriente puede llevarse hasta una temperatura de 270°C.

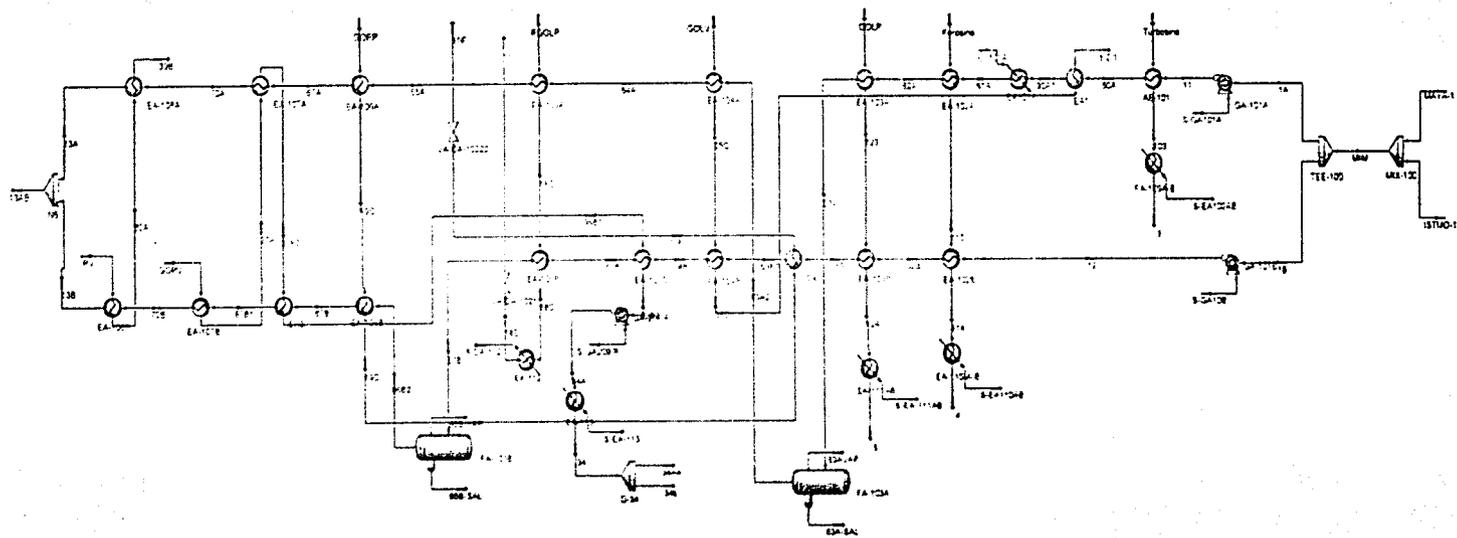
En la sección de destilación atmosférica, se cambio el vapor de agotamiento por un rehervidor en los agotadores de turbosina, kerosina y gasóleo ligero primario.

En cuanto a los cambios propuestos tanto para el horno como para el sistema de vacío, no es posible evaluarlos en el simulador, por lo que quedan como alternativas para el mejoramiento en su operación.

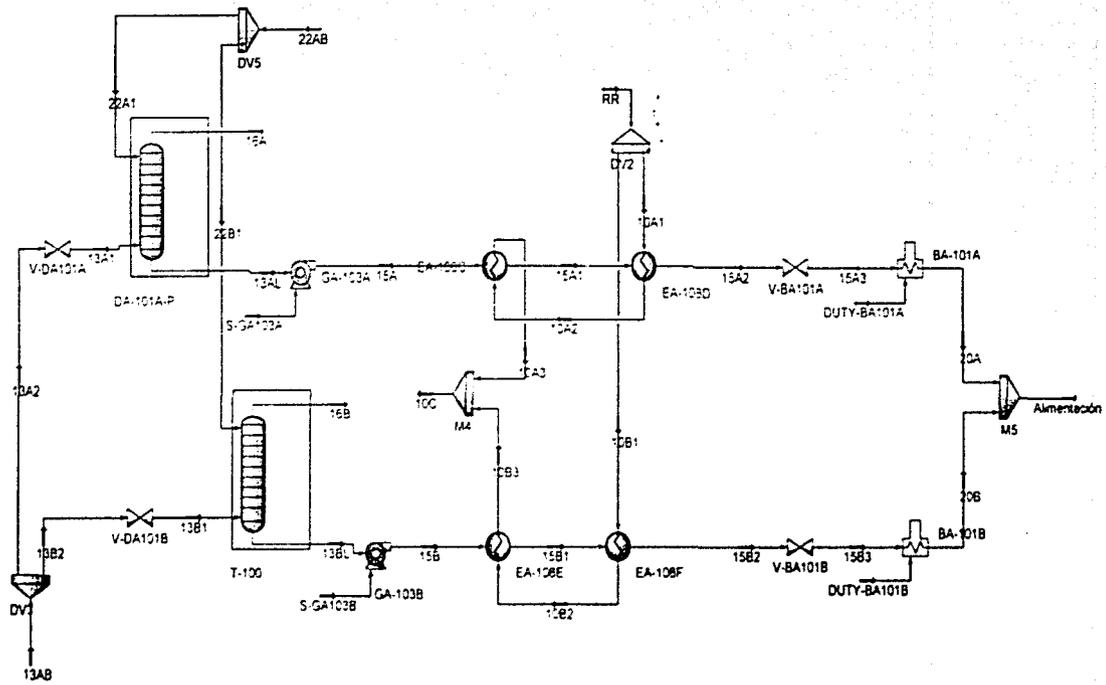
Para tener un mejor control al inicio de la simulación de la planta para el caso reestructurado esta se dividió en tres secciones: tren de intercambio de calor, despunte y torre de destilación atmosférica. A continuación se presentan los DFP's generados en la simulación para el caso reestructurado (DFP's 5-8).



*DFP 5:Planta Primatia 1, Tula, Hidalgo  
Caso Reestructurado*



DFP 6: Tren de Intercambio de Calor  
Caso Reestructurado



DFP 7: Zona de despunte y precalentamiento  
 Caso Réestructurado



## - Resultados de la Simulación

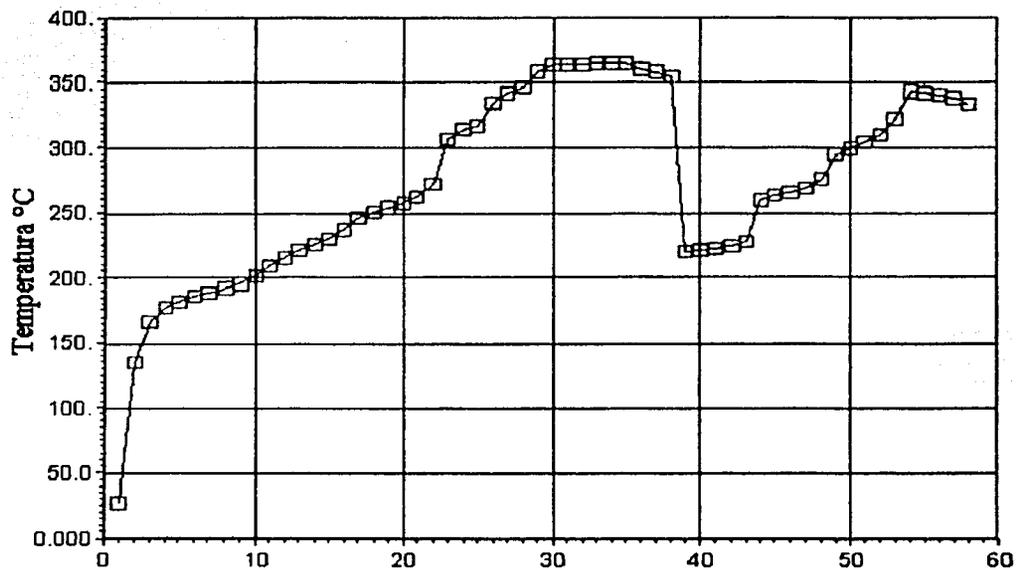
La simulación del proceso se desarrollo de tal forma que los resultados se ajusten a las especificaciones del diseño en cuanto a rendimiento y calidad de los productos (con errores máximos de 10%).

Los resultados más representativos de la simulación para los productos obtenidos de la torre atmosférica se muestran en la tabla 9. En las gráficas 9,11 y 12 se muestra el perfil de temperatura, el flujo de líquido y vapor en cada plato a lo largo de la columna atmosférica y sus agotadores. En la gráfica 10 se puede ver la TBP (gráfica de los puntos de ebullición de los compuestos puros que constituyen el crudo) vs. contra el por ciento de destilado para la corriente de alimentación y salida de la torre atmosférica. Para el caso de la sección de destilación al vacío no se realizo modificaciones, los resultados son los mismos que para el Caso Base (Tabla 2). En el Apéndice 3, se muestra a detalle los resultados obtenidos.

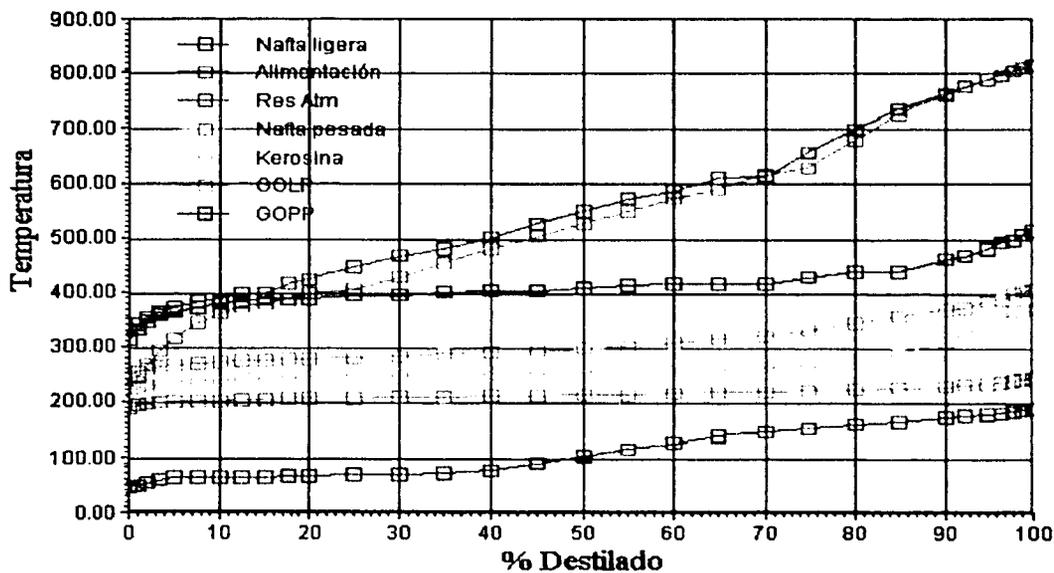
### Caso Reestructurado

Tabla 9. Resultados de Simulación: Columna de Destilación Atmosférica

	NAFTA	TURBOSINA	KEROSINA	GOLP	GOPP	RES ATM
Temperatura (°C)	28.00	227.5	276.10	323.10	334.5	354.7
Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	1.357	1.417	1.457	1.497	1.537	1.603
Flujo Molar (kgmol/h)	894.3	536.5	596.0	602.7	204.7	1063
Flujo Másico(Kg/h)	68590	68670	97100	119300	57000	456500
Flujo vol (BPD)	13960	12310	16820	20150	9190	68260
ASTM D86 10%, °C	64.955	203.13	241.31	274.00	380.89	390.41
ASTM D86 30%, °C	71.05	208.85	249.11	284.29	397.25	468.29
ASTM D86 50%, °C	104.98	214.40	255.67	299.21	409.07	552.78
ASTM D86 70%, °C	147.33	220.81	265.41	322.51	417.58	616.93
ASTM D86 90%, °C	173.25	230.64	289.89	357.95	441.41	765.95

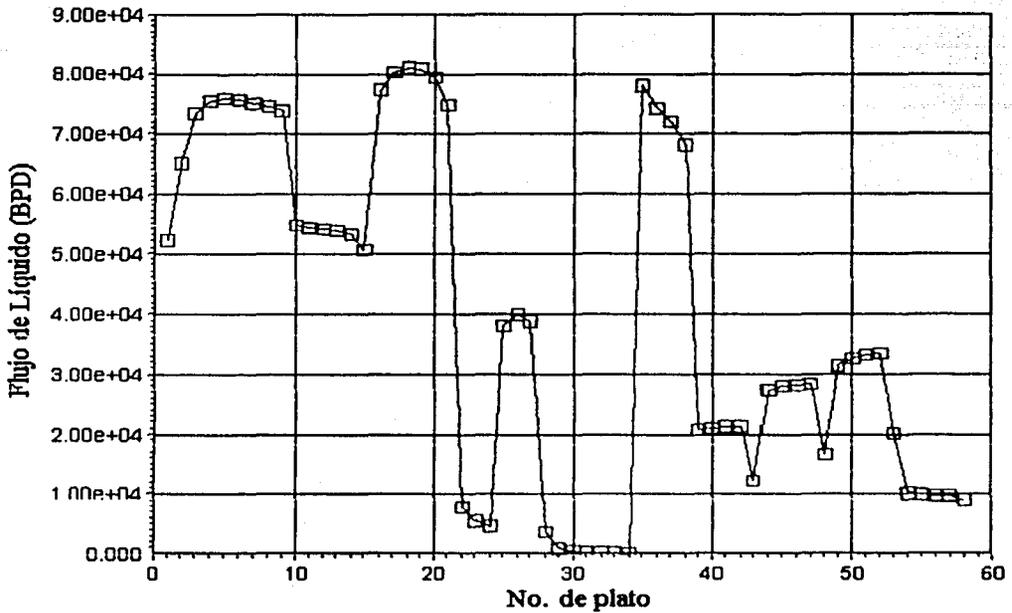


Gráfica 9. Perfil de Temperatura Columna de Destilación Atmosférica

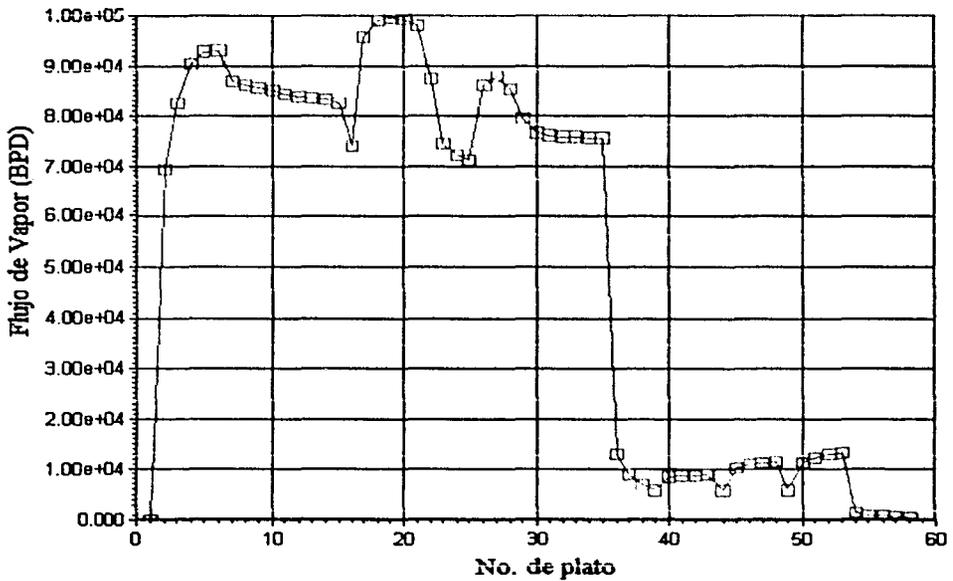


Gráfica 10. TBP Columna de Destilación Atmosférica

CASO REESTRUCTURADO



Gráfica 11. Perfil de Líquido Columna de Destilación Atmosférica



Gráfica 12. Perfil de Vapor Columna de Destilación Atmosférica

CASO REESTRUCTURADO



## VI. ANÁLISIS DE RESULTADOS

El objetivo de la reestructuración, es el mejoramiento de los procesos para hacerlos más eficientes, lo cual deberá traducirse en una más adecuada oferta de productos en mejores condiciones de precio, calidad y en un marco de protección al medio ambiente.

La simulación de procesos es la herramienta más usada para lograr estas metas. El diagrama de flujo creado con el Simulador de Procesos HYSYS, representa de manera confiable la operación real del proceso, ya que se ajusta a las especificaciones del diseño en cuanto a rendimiento y calidad de los productos, con este se realizó la evaluación del proceso ante determinados cambios en las condiciones de operación.

En las gráficas 2 y 10 de TBP vs. % de destilado se puede apreciar como cada corte tiene su propio rango de ebullición con ligeros traslapes de temperaturas de ebullición en los extremos para cada corriente de producto, tanto para el caso base como el reestructurado.

Del análisis Pinch (desarrollado en el sistema de integración energética ADVENT) realizado al tren de intercambio de calor, en base a los resultados obtenidos de la simulación y de las condiciones actuales de operación de la planta (Caso Base), se observó un consumo excesivo de servicios de enfriamiento, así como un desbalance de cargas entre los intercambiadores, lo cual indica que el proceso es susceptible de ser mejorado haciendo un uso eficiente de la energía.

Dado que la configuración actual del tren de intercambio no proporciona la temperatura adecuada para el despunte ( $10^{\circ}\text{C}$  menos) del crudo, se realizaron reajustes de manera tal que el tren de intercambio A operara con mayor carga térmica (24.3%) que el tren B. El ajuste se realizó considerando un arreglo que permitiera el balance de las cargas térmicas para los equipos que operan con altas cargas térmicas y los que operan de manera deficiente. Además de considerar a las corrientes que cuentan con carga térmica que ceder

para llegar a sus temperaturas objetivo, con la consecuencia en la reducción de servicios de enfriamiento.

El resultado obtenido, bajo este criterio, es la reducción de los servicios de calentamiento de 379.17 a 309.29 GJ/h que equivale al 18.42 % menos, y de servicios de enfriamiento de 317.4 a 285.4 GJ/h, es decir 10.08% menor. Esto incluye el servicio de enfriamiento para las corrientes de nafta ligera y de despunte. Si sólo se considerarán los servicios de enfriamiento del tren de intercambio, la reducción sería de 40%. Esta disminución en los requerimientos de servicios contribuye a una mejor rentabilidad del proceso, así como la disminución de las emisiones contaminantes.

La disminución de los servicios, fue el resultado de la reestructuración de la red para aumentar la temperatura de salida del tren de precalentamiento, así como el cambio en los internos de algunos equipos (EA108CE y EA108DF) y el aprovechamiento de la carga restante de algunas corrientes calientes, logrando así, aumentar la temperatura de entrada del crudo al horno precalentador y como consecuencia, la disminución del combustible requerido, así como de las emisiones ambientales.

Existe la posibilidad de utilizar las corrientes de gasolina ligera y de despunte, las cuales pueden proporcionar carga térmica a las corrientes de crudo, sin embargo, uno de los impedimentos es el tipo de intercambiador, el cual debe cumplir con condiciones tales que se evite contaminar (manchar) las gasolinas, lo que se traduce en un cambio el tipo de material del equipo y en cierta forma no necesariamente muy rentable.

La opción de utilizar rehervidores en los agotadores laterales en lugar de alimentar vapor directamente resulta una buena opción debido a que estos equipos pueden utilizar como medio de calentamiento el residuo atmosférico, el cual cuenta con una temperatura y flujo suficiente para suministrar el total de energía que los rehervidores requieren para su operación.

La cantidad de calor que debe removerse del condensador de la columna principal aumenta cuando se incrementa el flujo de vapor, lo cual es una de las desventajas al usar la inyección de vapor en los agotadores, ya que aumenta la cantidad de vapor y la cantidad de compuestos ligeros que arrastra, logrando con esto una disminución en el flujo del producto de ese agotador, pero una mayor separación entre los compuestos ligeros y pesados de esa corriente. El uso del rehervidor disminuye este comportamiento, además de que se evita la presencia de agua en las corrientes de turbosina, kerosina y GOLP ocasionada por el vapor de agotamiento, y al mismo tiempo la disminución de la cantidad de condensado amargo.

Por otro lado el uso del rehervidor incrementa la temperatura de salida de las corrientes de producto, como se muestra en la Fig.12, que traducida a carga térmica, esta podría ser utilizada para mejorar aún más la temperatura de salida del tren de intercambio.

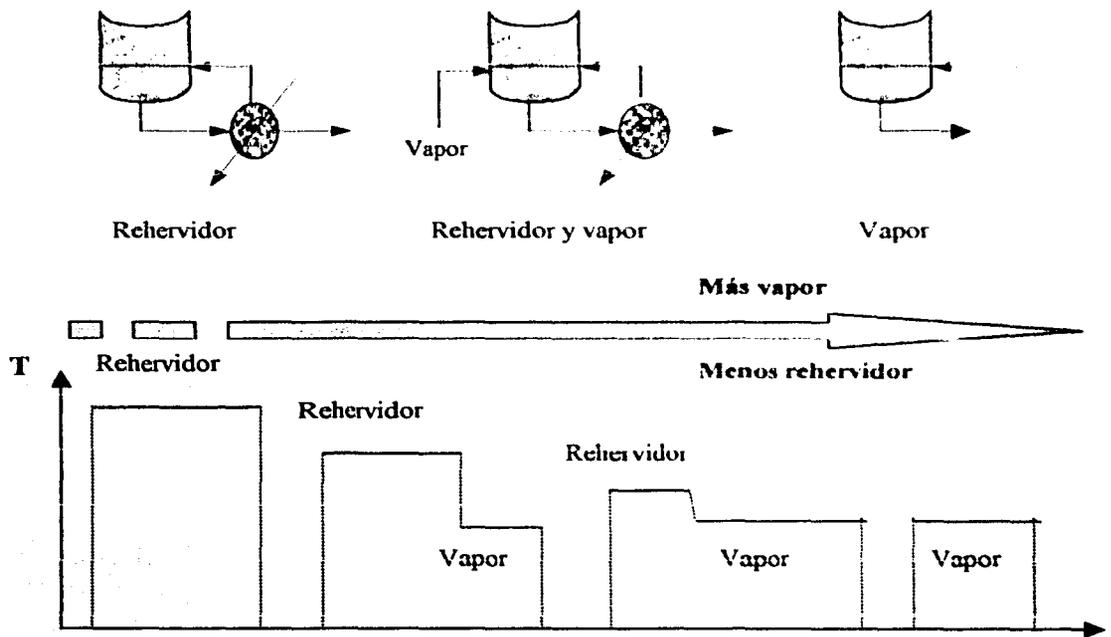


Fig. 12 Alternativas Rehervidor - Vapor de agotamiento

ESTA TESIS NO SALE  
DE LA BIBLIOTECA

Estas modificaciones requieren alteraciones menores en la configuración de la columna. La instalación de un rehervidor para las columnas de agotamiento de turbosina y kerosina conviene debido a que se reduce el consumo de vapor y la carga a los hervidores se puede satisfacer con fuentes de calor del sistema. En la columna de agotamiento de GOLP no es tan conveniente, debido a que la cantidad de vapor que se alimenta no es muy grande, y finalmente, para la columna de GOP, no es conveniente debido a las altas temperaturas requeridas.

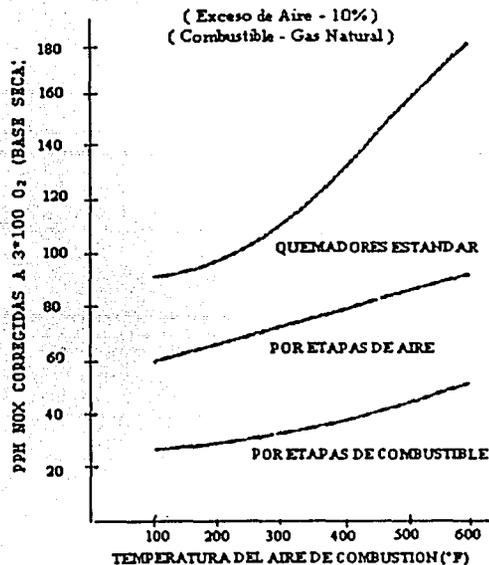
En cuanto al horno de precalentamiento, el hecho de no disponer de datos de comportamiento en la cantidad, calidad y utilización necesarias afecta el desarrollo y aplicación del sistema de combustión. Diferentes combustibles tienen diferentes requisitos en cuanto al control de NOx, lo cual es una barrera para lograr los objetivos de reducciones ambientales.

En esta área, la resistencia de la industria a la adopción de nueva tecnología tiene su origen en ciertas características muy propias. Entre estas se puede mencionar las siguientes:

- el número relativamente reducido de compañías que ofrecen hornos y equipos de calentamiento,
- la falta de sinergia entre los proveedores de equipos y usuarios,
- el alto nivel de integración de los equipos de calentamiento con otras etapas del proceso y con otros equipos dentro de la planta,
- la fuerte dependencia de la planta con respecto a los hornos de proceso.

Otra barrera más es la dificultad para escalar los resultados de laboratorio al diseño de hornos industriales.

A continuación se muestra la gráfica 13, en la que se comparan las propuestas presentadas para la reducción de emisiones de NOx (quemadores por etapas de aire, etapas de combustible y estándar).



*Gráfica 13. Comparación entre quemadores estándar, por etapas de aire y por etapas de combustible en relación la emisión de NOx*

En lo que se refiere al sistema de vacío, como se mencionó es indispensable que sea 100% operativo y confiable, dado que el mal funcionamiento de este ocasiona bajos rendimientos y calidad en los gasóleos de vacío.

La definición de la carga manejada por el sistema de vacío es el aspecto más importante tanto en la etapa de diseño como en la operación del sistema. La operación de un eyector o sistema de vacío contra lo que fue diseñado se evalúa mediante curvas de comportamiento, lo cual es una alternativa que se tiene al no poder predecir el comportamiento de la torre de vacío mediante la simulación al cambiar parcial o totalmente el sistema de eyectores por bombas de vacío. Este análisis no se llevó a cabo debido a que no se cuenta con datos suficientes del sistema de eyectores. Por otro lado, el uso de bombas de vacío conduce a una reducción en la cantidad de condensado amargo como consecuencia del cambio del servicio de vapor por energía eléctrica.



## VII. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

La energía es sin duda, un asunto de seguridad nacional en México, por lo que es indispensable cuidar la disponibilidad futura y proveer su uso más eficiente, lo que aportará beneficios económicos y ambientales.

Las modificaciones propuestas para el proceso existente de la Planta Primaria 1, Tula, Hidalgo, tienen el propósito de contribuir al mejor aprovechamiento de la energía en la misma.

Una parte fundamental para realizar la reestructuración, es la valiosa herramienta de la simulación de procesos, la cual representa en forma adecuada las condiciones de operación de la planta.

La propuesta de mejoramiento a la red de intercambio de calor reduce las pérdidas de energía en el tren de intercambio de calor de 379.17 a 309.29 GJ/h que equivale al 18.42 % para los servicios de calentamiento (combustible y vapor) y de 80 a 48 GJ/h equivalente al 40 % en el caso de los servicios de enfriamiento (agua de enfriamiento), aumenta la temperatura de alimentación a las torres de despunte de 230.7 a 248.1° C (manteniendo la temperatura requerida para el desalado), aumenta la temperatura de entrada del crudo despuntado a los hornos de 232.8 a 250.1° C, que en conjunto se traduce a la reducción de emisiones y efluentes contaminantes.

El uso de los rehervidores en la torre atmosférica disminuye el consumo de servicios de calentamiento al sustituir el vapor (90.87 BPD de vapor) de los agotadores laterales por rehervidores, los cuales utilizarían como medio de calentamiento el residuo atmosférico. Así también, la cantidad de condensado amargo disminuye y se evita la presencia de agua en las corrientes de producto. Con el uso del rehervidor aumenta la temperatura de los productos obtenidos en la torre atmosférica, lo cual se traduce a carga térmica que puede ser utilizada para aumentar aún más la temperatura de salida del tren de intercambio de

calor, para lo cual se necesitará hacer otro análisis, tanto de los equipos como de las condiciones de las corrientes.

Es indispensable y primordial que el sistema de vacío opere de manera confiable, ya que el mal funcionamiento de este trae como consecuencia bajos rendimientos y pobre calidad de los productos de vacío.

La visión que se tiene hoy en día de los sistemas de combustión es en cuanto al deseo de que sean más eficientes, seguros y confiables. Sin embargo, la cada vez mayor valoración del medio ambiente ha motivado que la nueva visión incorpore también el deseo de que los equipos de combustión no emitan gases o partículas contaminantes a la atmósfera. Desde el punto de vista de los industriales del sector, la visión incorpora otros factores importantes, como son el costo, la oportunidad y la rentabilidad.

Una barrera crítica es la falta de habilidad de la industria para predecir el comportamiento de nuevos sistemas de combustión.

El principal reto que habrá de vencerse en corto plazo es el cambio en la oferta de combustibles. Otro reto, más a mediano plazo, lo contribuye la necesidad que habrá de personal calificado y de laboratorios de investigación con la infraestructura adecuada y suficiente, para dar respuesta a todos los problemas de adaptación y adecuación tecnológica que se están teniendo en el sector petrolero y que se intensificará en los próximos años.

La industria petrolera ha integrado relativamente pocas innovaciones tecnológicas en las últimas décadas. El riesgo financiero para adoptar nuevas tecnologías es considerable, sobre todo porque las propuestas industriales resultan muy costosas y sus resultados son altamente discutibles.

## VIII. BIBLIOGRAFÍA

Miguel J. Bagajewicz

Energy saving and air emission reduction horizons for the retrofit of chemical processes.

Application to crude Fractionation Units

University of Oklahoma, March 1997

Gildardo González Camacho y Angel Carranza López

Sistemas de Vacío en Plantas de Destilación de Crudo

Instituto Mexicano del Petróleo, Octubre 1996

Jaime Benítez

Process Engineering and Design for Air Pollution Control

PTR Prentice Hall, 1993

CONAE (Comisión Nacional para el Ahorro de Energía)

Diagnóstico Energético de Calentadores a Fuego Directo, 2001

### Referencias

1. API (American Petroleum Institute)

Environmental Design Consideration for Petroleum Refining Crude Processing Units

API publication number 311, February 1993.

2. Gustavo Grande Mejía

Integración Térmica y Reducción de Efluentes Contaminantes en Unidades de Destilación del Crudo de la Refinería de Tula, Hidalgo

Tesis de Maestría, Universidad Nacional Autónoma de México, México D.F. 1997

**3. 1995-1998 Hyprotech Ltd. HYSYS v1.5**

**4. 1986-1997 Aspen Technology, Inc. ADVENT v5**

**5. Industrial Combustion Technology Roadmap**

**A Technology Roadmap by and for the Industrial Combustion Community**

**U.S. Department of Energy, April 1999**

**Apéndice 1**  
**CARACTERIZACIÓN DEL CRUDO**

**Características de los crudos Istmo y Maya**

<b>Tipo de análisis</b>	<b>Istmo</b>	<b>Maya</b>
Peso específico @ 20/4°C	0.856	0.933
°API	33.24	19.71
Factor de caracterización	12	11.51
Agua por destilado, % vol	0.1	0.1
Sedimento, % vol	0.1	0.2
Viscosidad @ 37.8°C, seg.	52	4.8
Sal, lb/Mbls	14.18	45.66
Azufre total, %w	1.68	3.49
Carbón, %w	3.85	11.15
Cenizas, %w	0.0049	0.52
Asfaltenos en nC5	3.27	17.21
Acidez, mg KOH/g	0.41	0.34
Fierro, ppm	1.06	2.87
Vanadio, ppm	90.97	305
Níquel, ppm	8.43	76.08
Cobre, ppm	0.44	0.55
Calcio, ppm	4.73	6.89
Magnesio, ppm	0.18	0.48
Plomo, ppm	0	0
Cloruros, ppm	0.91	0.9
Pentanos, %vol	1.9	1.1

	<b>Destilación Hempel</b>	
	<b>Istmo</b>	<b>Maya</b>
TIE, °C	40	44
10%	122	138
20%	169	195
30%	225	258
40%	279	285
50%	-	-
TFE	320	320
Recup %vol	51	45.3

## Rendimientos obtenidos de la Destilación técnica para datos de diseño

Producto	Istmo			Maya		
	TFE teo °C	TFE real °C	Rend real %vol	TFE teo °C	TFE real °C	Rend real %vol
Gas licuado	-	-	0.4	-	-	0.4
Nafta ligera primaria	190	194	25	190	189	17
Kerosina ligera primaria	250	243	12	250	242	8
Kerosina pesada primaria	300	300	12	300	315	11
Gasóleo ligero primario	380	357	10	380	366	7
Gasóleo pesado primario	415	-	7	415	-	5
Gasóleo ligero de vacío	445	-	7	445	-	8
Gasóleo pesado de vacío	538	538	10	538	538	10
Residuo de vacío	-	-	36.6	-	-	36.6

## Composición de los productos ligeros para datos de diseño

Componente	Istmo			Maya		
	Incondensable % mol	Gas licuado %vol liq	Nafta %vol liq	Incondensable % mol	Gas licuado %vol liq	Nafta %vol liq
H2S	0.14			0.12		
C1	94.48			94.94		
C2	1.75			1.69		
C3	2.45	0.73	0.34	2.21	0.12	0.36
iC4	0.6	0.58	0.37	0.53	0.34	0.32
nC4	0.36	3.97	2.18	0.20	3.04	1.85
iC5	0.15	21.87	2.4	0.18	5.53	2.01
nC5	0.06	13.76	4.71	0.13	18.19	4
C6+pes		69.09	90		72.78	91.46

## Características de las fracciones obtenidas de datos de diseño

### Crudo Istmo

Prueba	Nafta	Kerosina	Turbosina	GOLP	GOPP	GOLV	GOPV	Res Vac
Peso Esp @ 20/4 °C	0.726	0.798	0.835	0.875	0.89	0.902	0.93	1.013
°API	62.47	46.22	37.35	29.68	26.97	24.87	20.19	7.1
Color Saybolt	28	27	24					
Color ASTM				1.6	1.6	3		
Temp. Escurr. °C				3	19	29	4	
Temp. Cong °C		-48						
Factor de caracterización	12.2	11.9	11.8	11.7			12.3	
Viscosidad SSF @ 1000°C								754
% Volatilidad								2
Destilación								
TIE, °C	49	153	236	304			366	
10%	80	176	254	315			441	
30%	102	190	260	319			462	
50%	123	202	267	323			482	
70%	143	213	275	330			531	
90%	169	227	237	343			538	
95%	183	232	293	351			-	
TFE	194	243	300	357			538	
Recuperado % vol	98	98	98	98			97	

### Crudo Maya

Prueba	Nafta	Kerosina	Turbosina	GOLP	GOPP	GOLV	GOPV	Res Vac
Peso Esp @ 20/4 °C	0.724	0.795	0.837	0.875	0.892	0.914	0.941	1.05
°API	63	45.8	36.95	29.5	26.27	22.84	18.43	4
Color Saybolt	29	29	26					2.36
Color ASTM				1	1.6	4		
Temp. Escurr. °C				3	18	30	41	
Temp. Cong °C		-48						
Factor de caracterización	12.3	12	11.8	11.7			11.8	
Viscosidad SSF @ 1000°C								4550
% Volatilidad								0
Destilación								
TIE, °C	49	176	242	298			391	
10%	83	193	252	311			457	
30%	110	190	265	317			485	
50%	130	202	274	322			502	
70%	149	210	283	331			521	
90%	172	218	293	345			538	
95%	183	229	305	355			-	
TFE	189	242	315	366			538	
Recuperado % vol	98	98	98	98			90	

**Apéndice 2**  
**DATOS DE DISEÑO**  
**Planta Primaria 1, Tula, Hidalgo**

- Equipo de Bombeo

Equipo	Servicio	Cap. GPM	Pdes/suc Kg/cm <sup>2</sup>	RPM	Volts/Vap T/h	HP
GA 101	Carga a la planta	2 400	24.6/0.0	3 575	4160/13.5	800
GA 102	Nafta de despunte	420	7.5/2.4	3 600	440/0	30
GA 103	Crudo despuntado	2 745	15.7/1.6	1 800	4160/9.56	500
GA 104	Reflujo de nafta ligera	1 800	8.8/0.4	1 800	4160/6.67	300
GA 105	Nafta ligera producto	650	7.7/0.2	3 600	440/0	75
GA 106	Nafta pesada producto	360	7.4/1.4	3 535	460/0	50
GA 107	Kerosina producto	720	7.3/1.3	3 540	440/0	60
GA 108	GOLP producto	500	7.4/1.1	3 600	440/0	60
GA 109	Reflujo GOLP	1 110	6.6/1.3	3 550	440/0	60
GA 110	Reflujo GOP	1 330	7.8/1.5	1 800	440/0	125
GA 111	GOP producto	210	8.4/6.3	1 750	440/0	7.5
GA 112	Residuo atmosférico	3 000	17.6/1.4	1 770	0/9.56	600
GA 201	Residuo de vacío	2 400	19.0/0.3	1 770	0/9.56	600
GA 202	Reflujo GOPV	1 850	11.9/0.2	3 600	4160/12.3	600
GA 203	GOLV prod. y reflujo	1 000	10.2/0.3	3 575	440/0	150
GA 209	GOPV producto	665	9.5/6.6	3 600	240/0	30

- Columnas de Destilación

Equipo	Servicio	Cap. BPD	T Alim °C	P kg/cm <sup>2</sup>	Platos: # y tipo	D y Altura m
DA101AB	Torres de despunte	75 000	238.11	40.33	6 / válvula	2.4 y 4.8/16
DA102	Torre atmosférica	135 232	360.99	9.23	33 / válvula	7.1/36.4
DA103A	Torre agot. de turb	15 618	222.20	10.49	4 / válvula	1.5/6.8
DA103B	Torre agot. de kero	18 268	247.00	12.49	4 / válvula	1.5/7.9
DA103C	Torre agot de GOLP	10 141	292.00	13.50	4 / válvula	1.5/6.5
DA201	Torre de vacío	61 800	380.00	--	Empaque de balastra	5.4, 8.9 y 2.8/23.6

- Calentadores a Fuego Directo

Equipo	Servicio	Duty GJ/h	Carga BPD	T e °C	T s °C	# Quem
BA101A/B	Cal de crudo desp	243.60	67 500	229.00	360.99	72
BA 201	Cal de res prim	95.18	61 800	342.00	395.99	36

- Equipo de Intercambio de Calor

Equipo	Servicio	Q GJ/h	A m <sup>2</sup>	D.P T/C kg/cm <sup>2</sup>	Pasos T/C	D.N m
EA101	Int. Crudo-turbosina	28.48	407.7	1.02/0.07	4/1	1.21
EA102A	1 <sup>er</sup> int crudo/kerosina	33.33	407.7	0.97/0.10	4/1	1.21
EA102B	2 <sup>do</sup> int crudo/kerosina	12.66	407.7	1.07/0.10	4/1	1.21
EA103A	1 <sup>er</sup> int crudo/GOLP	25.19	407.7	0.97/0.03	4/1	1.21
EA103B	2 <sup>do</sup> int crudo/GOLP	8.56	407.7	1.03/0.04	4/1	1.21
AE104A	1 <sup>er</sup> int crudo/GOLV	20.62	407.7	0.92/0.25	4/1	1.21
AE104B	2 <sup>do</sup> int crudo/GOLV	20.30	407.7	1.00/0.31	4/1	1.21
AE105A	1 <sup>er</sup> int crudo/RGOLP	39.24	407.7	0.90/0.20	4/1	1.21
EA105B	2 <sup>do</sup> int crudo/RGOLP	23.63	407.7	0.94/0.21	4/1	1.21
EA106A	1 <sup>er</sup> int crudo/GOPP	42.83	407.7	0.15/1.58	4/1	1.21
EA106B	2 <sup>do</sup> int crudo/GOPP	28.85	407.7	1.51/1.63	4/1	1.21
EA107A	1 <sup>er</sup> int crudo/GOPV	30.17	407.7	0.88/1.88	4/1	1.21
EA107B	2 <sup>do</sup> int crudo/GOPV	42.30	407.7	8.56/1.86	4/1	1.21
EA107C	3 <sup>er</sup> int crudo/GOPV	23.31	407.7	0.96/0.09	4/1	1.21
EA108A	1 <sup>er</sup> int crudo/RV	31.86	407.7	0.42/1.99	4/1	1.21
EA108B	2 <sup>do</sup> int crudo/RV	30.80	407.7	0.44/1.63	4/1	1.21
EA109	Enf de turbosina	35.02	220.6	0.70/0.70	2/1	0.91
EA110	Enf de kerosina	2.46	82.3	0.70/0.70	4/1	0.63
EA111	Enf de GOLP prod	0.89	42.0	0.70/0.70	6/1	0.48
EA112	Enf de GOLP ref	5.04	33.8	0.70/0.70	2/1	0.43
EA113	Enf de GOPV prod	15.07	218.9	0.70/0.70	2/1	0.91
EA114	Enf de GOPP prod	3.70	33.8	0.70/0.35	2/1	0.43
EA115	Cond de gna desp	77.00	411.5	0.70/0.35	2/1	1.11
EA116	Cond de gan lig	246.38	678.7	0.70/0.35	2/1	1.37
EA201	Enf de GOLV ref	7.78	288.9	0.70/0.70	8/1	0.96
EA202	Enf de GOLV prod	6.38	218.6	0.70/0.70	4/1	0.83
EA203	Enf de GOPV ref	14.03	102.1	0.70/0.70	2/1	0.63
EA205AB	1 <sup>er</sup> cond de vacío	--	282.8	--	2/1	0.81
EA205CD	2 <sup>do</sup> cond de vacío	--	118.0	--	2/1	0.63
EA205EF	3 <sup>er</sup> cond de vacío	--	42.22	--	2/1	0.43

- Servicios auxiliares

Servicios	Flujo kg/h	Flujo GPM	Flujo m <sup>3</sup> /D	Flujo BPD
Vapor de baja	33.758	--	--	--
Vapor de media	116.126	--	--	--
Agua de enf	--	1 717	--	--
Agua de proceso	--	62	--	--
Agua tratada	--	145	--	--
Gas combustible	--	--	312.02	--
Combustóleo	--	--	--	2 879

- Temperatura de Intercambiadores de Calor

Equipo	Fluido por Tubos	Tent T °C	Ts T °C	Fluido por Coraza	Tent C °C	Ts C °C
EA101	Crudo	20	53.33	Turbosina	220.55	78.88
EA102A	Crudo	53.33	90.00	Kerosina	243.33	113.88
EA102B	Crudo	20.00	35.00	Kerosina	113.88	55.55
EA103A	Crudo	90.00	116.11	GOLP	290.00	121.11
EA103B	Crudo	35.00	45.00	GOLP	121.11	51.11
AEI04A	Crudo	116.11	136.66	GOLV	212.77	159.44
AEI04B	Crudo	45.00	67.77	GOLV	159.44	102.22
AEI05A	Crudo	136.66	173.33	Ref GOLP	291.66	198.88
EA105B	Crudo	92.77	117.22	Ref GOLP	198.88	135.55
EA106A	GOPP	312.63	228.88	Crudo	173.33	211.11
EA106B	GOPP	228.88	163.88	Crudo	117.22	145.55
EA107A	Crudo	211.11	236.66	GOPV	290.55	268.88
EA107B	Crudo	145.55	185.00	GOPV	268.88	237.22
EA107C	Crudo	67.77	92.77	GOPV	237.22	121.44
EA108A	Res vac	360.00	316.66	Crudo	236.66	262.77
EA108B	Res vac	602	274.44	Crudo	185.00	212.22

- Datos de los productos obtenidos

Columna de Destilación Atmosférica

	NAFTA	TURBOSINA	KEROSINA	GOLP	GOPP
Temperatura (°C)	76.82	164.05	198.59	245.73	317.82
Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	1.2163	1.5450	1.6280	1.7111	1.7803
Flujo vol (BPD)	15197	10032	14145	13057	5550
ASTM D86 10%, °C	71.11	212.77	255.00	305.00	340.00
ASTM D86 30%, °C	104.44	216.66	260.00	309.44	342.22
ASTM D86 50%, °C	126.66	221.11	265.55	313.88	343.88
ASTM D86 70%, °C	147.77	226.66	272.22	318.88	346.66
ASTM D86 90%, °C	170.00	232.77	280.00	324.44	350.00

Columna de Destilación al Vacío

	GOLV	GOPP	RES VAC
Temperatura (°C)	247.89	299.34	370.11
Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	0.0253	0.0309	0.0366
Flujo vol (BPD)	26148	60931	39386
ASTM D86 10%, °C	348.33	432.22	--
ASTM D86 30%, °C	381.66	446.11	--
ASTM D86 50%, °C	396.66	454.44	--
ASTM D86 70%, °C	404.44	476.66	--
ASTM D86 90%, °C	421.11	500.00	--

## APÉNDICE 3

### Datos generados de HYSYS y ADVENT

- CASO BASE

▪ Tren de intercambio de calor (ADVENT)

Corriente	ID	SID	Tipo	Te °C	Ts °C	Qseg GJ/h	MCP GJ/h°C	Flujo kg/h	CP kJ/kg°C
RV	1	1	CAL	398.10	350.20	40.956	0.85504	266700	3.20600
RV	1	2	CAL	350.20	331.30	15.676	0.82944	266700	3.11001
GOPP	2	1	CAL	347.20	259.10	29.248	0.33199	113500	2.92502
GOPP	2	2	CAL	259.10	145.00	33.211	0.29107	113500	2.56449
RRA	3	1	CAL	330.00	308.40	7.659	0.35460	127900	2.77248
RRA	3	2	CAL	308.40	271.30	12.729	0.34309	127900	2.68249
RRB	4	1	CAL	330.00	308.50	7.625	0.35467	127900	2.77303
RRB	4	2	CAL	308.50	270.00	13.135	0.34117	127900	2.66747
GOPV	5	1	CAL	290.90	229.80	63.827	1.04464	382300	2.73251
GOPV	5	2	CAL	229.80	210.30	19.323	0.99092	382300	2.59200
GOPV	5	3	CAL	210.30	186.20	23.149	0.96053	382300	2.51250
GOPV	5	4	CAL	186.20	87.80	85.657	0.87050	382300	2.27701
RGOLP	6	1	CAL	279.30	195.30	37.877	0.45092	164000	2.74951
RGOLP	6	2	CAL	195.30	122.30	29.218	0.40024	164000	2.44049
RGOLP	6	3	CAL	122.30	121.10	0.226	0.18844	164000	1.14902
GOLV	7	1	CAL	334.40	239.80	15.406	0.16285	57000	2.85702
GOLV	7	2	CAL	239.80	142.70	13.945	0.14361	57000	2.51947
GOLV	7	3	CAL	142.70	87.70	7.016	0.12757	57000	2.23807
GOLP	8	1	CAL	279.10	180.90	31.860	0.32444	119300	2.71953
GOLP	8	2	CAL	180.90	120.40	17.377	0.28722	119300	2.40754
GOLP	8	3	CAL	120.40	43.00	19.876	0.25679	119300	2.15247
GOLP	8	4	CAL	43.00	35.00	0.998	0.12479	119300	1.04602
KE	9	1	CAL	235.90	136.70	24.770	0.24969	97100	2.57147
KE	9	2	CAL	136.70	45.04	17.640	0.19245	97100	1.98198
KE	9	3	CAL	45.04	43.00	0.385	0.18867	97100	1.94305
KE	9	4	CAL	43.00	35.00	1.507	0.18837	97100	1.93996
TR	10	1	CAL	200.80	71.82	21.297	0.16512	68670	2.40454
TR	10	2	CAL	71.82	42.78	3.867	0.13315	68670	1.93898
CA	11	1	FRIA	19.22	42.00	21.428	0.94063	489400	1.92201
CA	11	2	FRIA	42.00	81.11	39.525	1.01061	489400	2.06500
CA	11	3	FRIA	81.11	104.40	24.819	1.06567	489400	2.17750
CA	11	4	FRIA	104.40	133.10	32.067	1.11730	489400	2.28300
CA	11	5	FRIA	133.30	146.70	15.542	1.15988	489400	2.37000
CA	11	6	FRIA	146.70	178.30	38.044	1.20392	489400	2.45999
CA	11	7	FRIA	178.30	201.70	29.432	1.25776	489400	2.57000
CA	11	8	FRIA	201.70	216.70	19.432	1.29544	489400	2.64700

CA	11	9	FRIA	216.70	228.30	15.322	1.32089	489400	2.69900
CAD	12	1	FRIA	214.40	226.10	13.387	1.14419	435800	2.62549
CAD	12	2	FRIA	226.10	232.80	7.729	1.15356	435800	2.64699
CB	13	1	FRIA	19.22	40.00	19.577	0.94210	489400	1.92501
CB	13	2	FRIA	40.00	57.78	17.381	0.97758	489400	1.99751
CB	13	3	FRIA	57.78	71.67	14.024	1.00963	489400	2.06300
CB	13	4	FRIA	71.67	93.89	24.114	1.08525	489400	2.21751
CB	13	5	FRIA	93.89	121.00	29.693	1.09528	489400	2.23801
CB	13	6	FRIA	121.00	150.00	33.374	1.15084	489400	2.35153
CB	13	7	FRIA	150.00	202.00	63.953	1.22986	489400	2.51300
CB	13	8	FRIA	202.00	233.30	41.022	1.31061	489400	2.67799
CBD	14	1	FRIA	214.40	226.10	13.316	1.13815	433500	2.62549
CBD	14	2	FRIA	226.10	232.80	7.724	1.15289	433500	2.65949
CRA	15	1	FRIA	232.30	370.00	168.477	1.22351	435800	2.80750
CRB	16	1	FRIA	232.30	370.00	167.528	1.21662	433500	2.80651
RA	17	1	FRIA	354.60	385.00	41.097	1.35188	457800	2.95299

▪ Datos de la alimentación y productos obtenidos (HYSYS)

		ISTMO	MAYA	ALIMEN	GAS ATM
Fracción fase vapor		0.0000	0.0000	0.5944	0.0000
Temperatura	°C	20.00	20.00	370	28.00
Presión	kg/cm <sup>2</sup>	6.426	6.426	2.130	1.357
Flujo molar	kgmol/h	3153	2450	3869	861.4
Flujo másico	kg/h	468500	510400	869300	69800
Flujo volumétrico	BPD	82500	82500	140900	13960
Entalpía molar	kJ/kgmol	-338900	-466300	-287600	-185400
Entalpía másica	kJ/kg	-2281	2239	-1280	-2288
Entropía molar	kJ/kgmol°C	138.8	219.1	703.6	27.54
Entropía másica	kJ/kg°C	0.9340	1.052	3.131	0.3398
Flujo de calor	GJ/h	-1068	-1143	-1113	-159.7
Densidad molar	kgmol/m <sup>3</sup>	5.744	4.467	0.06799	9.270
Densidad másica	kg/m <sup>3</sup>	853.6	930.4	15.28	751.2
Cap. calorífica molar	kJ/kgmol°C	290.4	378.1	661.9	167.6
Cap. calorífica másica	kJ/kg°C	1.954	1.815	2.946	2.069
Conductividad térmica	W/m-k	0.1498	0.1534	-	0.1397
Viscosidad	Cp	11.93	57.13	-	0.9808
Tensión superficial	dina/cm	25.23	27.26	-	21.57
Calor específico	kJ/kgmol°C	290.4	378.1	661.9	167.6
Flujo col act	m <sup>3</sup> /h	548.8	548.5	56910	92.92
Peso molecular		148.6	208.3	224.7	81.03
Factor Z		0.04501	0.05788	-	0.005733

		KEROSINA	TURBOSINA	GOLP	GOPP	RES ATM
Fracción fase vapor		0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Temperatura	°C	235.6	200.5	278.8	334.0	354.6
Presión	kg/cm <sup>2</sup>	1.457	1.417	1.497	1.537	1.603
Flujo molar	kgmol/h	597.6	528.5	621.6	205.5	1068
Flujo másico	kg/h	97170	68870	118900	56960	547800
Flujo volumétrico	BPD	16820	12310	20160	9190	68480
Entalpía molar	kJ/kgmol	-288900	-244900	-315500	-413100	-616700
Entalpía másica	kJ/kg	-1777	-1879	-1650	-1490	-1438
Entropía molar	kJ/kgmol·°C	295.2	176.1	420.5	765.8	1362
Entropía másica	kJ/kg·°C	1.815	1.352	2.214	2.763	3.176
Flujo de calor	GJ/h	-172.6	-129.4	-196.1	-84.87	-658.5
Densidad molar	kgmol/m <sup>3</sup>	4.304	5.345	3.587	2.521	1.814
Densidad másica	kg/m <sup>3</sup>	699.8	696.5	686.0	698.9	777.6
Cap. calorífica molar	kJ/kgmol·°C	452.1	351.1	557.9	838.4	1271
Cap. calorífica másica	kJ/kg·°C	2.781	2.694	2.917	3.024	2.965
Conductividad térmica	W/m-k	0.1126	0.1186	0.1063	0.1123	0.1266
Viscosidad	Cp	0.2348	0.2472	0.1725	0.06739	1.009
Tensión superficial	dina/cm	13.57	14.03	12.11	12.62	14.66
Calor específico	kJ/kgmol·°C	452.1	351.1	557.9	838.4	1271
Flujo col act	m <sup>3</sup> /h	138.8	98.88	173.3	81.51	588.8
Peso molecular		162.6	130.3	191.3	277.2	428.7
Factor Z		0.007848	0.006602	0.008918	0.01184	0.01661

## - CASO REESTRUCTURADO

### ▪ Tren de intercambio de calor (ADVENT)

Corriente	ID	SID	Tipo	Te °C	Ts °C	Qseg GJ/h	MCP GJ/h·°C	Flujo kg/h	CP kJ/kg·°C
RV	1	1	CAL	398.10	357.10	35.172	857.841	266700	3.21650
RV	1	2	CAL	357.10	307.20	-41.036	822.369	266700	3.08350
GOPP	2	1	CAL	347.50	230.40	38.185	326.086	113500	2.87300
GOPP	2	2	CAL	230.40	184.30	13.531	293.511	113500	2.58600
GOPP	2	3	CAL	184.30	153.00	8.682	277.394	113500	2.44400
RRA	3	1	CAL	330.00	295.50	12.148	352.109	127900	2.75300
RRA	3	2	CAL	295.50	271.50	8.174	340.598	127900	2.66300
RRB	4	1	CAL	330.00	295.70	12.077	352.109	127900	2.75300
RRB	4	2	CAL	295.70	270.90	8.444	340.470	127900	2.66200
GOPV	5	1	CAL	290.90	249.40	43.900	1057.824	382300	2.76700
GOPV	5	2	CAL	249.40	215.60	34.062	1007.743	382300	2.63600
GOPV	5	3	CAL	215.60	190.40	24.364	966.837	382300	2.52900
GOPV	5	4	CAL	190.40	154.00	33.593	922.872	382300	2.41400

GOPV	5	5	CAL	154.00	87.00	56.735	846.795	382300	2.21500
RGOLP	6	1	CAL	273.20	205.80	29.071	431.320	164000	2.63000
RGOLP	6	2	CAL	205.80	122.60	33.662	404.588	164000	2.46700
RGOLP	6	3	CAL	122.60	121.10	0.283	188.436	164000	1.14900
GOLV	7	1	CAL	335.00	270.10	10.765	165.870	57000	2.91000
GOLV	7	2	CAL	270.10	153.30	17.250	147.687	57000	2.59100
GOLV	7	3	CAL	153.30	82.20	9.102	128.022	57000	2.24600
GOLP	8	1	CAL	323.60	150.50	56.583	326.882	119300	2.74000
GOLP	8	2	CAL	150.50	103.80	12.870	275.583	119300	2.31000
GOLP	8	3	CAL	103.80	43.00	7.587	124.788	119300	1.04600
GOLP	8	4	CAL	43.00	35.00	0.998	124.788	119300	1.04600
KE	9	1	CAL	276.60	110.00	42.060	252.460	97100	2.60000
KE	9	2	CAL	110.00	50.50	12.300	206.726	97100	2.12900
KE	9	3	CAL	50.50	43.00	1.448	193.035	97100	1.98800
KE	9	4	CAL	43.00	35.00	1.544	193.035	97100	1.98800
TR	10	1	CAL	227.90	48.30	29.846	166.181	68670	2.42000
TR	10	2	CAL	48.30	42.78	0.759	137.546	68670	2.00300
CA	11	1	FRIA	19.22	50.67	29.860	949.436	489400	1.94000
CA	11	2	FRIA	50.67	59.64	9.182	990.546	489400	2.02400
CA	11	3	FRIA	59.64	100.40	42.751	1056.615	489400	2.15900
CA	11	4	FRIA	100.40	150.60	56.752	1130.514	489400	2.31000
CA	11	5	FRIA	150.60	160.00	11.188	1190.221	489400	2.43200
CA	11	6	FRIA	160.00	185.00	30.367	1214.691	489400	2.48200
CA	11	7	FRIA	185.00	215.00	38.313	1277.089	489400	2.60950
CA	11	8	FRIA	215.00	240.50	33.932	1330.679	489400	2.71900
CA	11	9	FRIA	240.50	266.60	35.816	1372.278	489400	2.80400
CAD	12	1	FRIA	236.00	243.00	8.211	1172.925	434900	2.69700
CAD	12	2	FRIA	243.00	253.30	12.227	1187.060	434900	2.72950
CB	13	1	FRIA	19.22	32.53	12.390	930.839	489400	1.90200
CB	13	2	FRIA	32.53	46.05	12.956	958.245	489400	1.95800
CB	13	3	FRIA	46.05	54.97	8.748	980.758	489400	2.00400
CB	13	4	FRIA	54.97	72.19	17.344	1007.185	489400	2.05800
CB	13	5	FRIA	72.19	104.10	33.177	1056.615	489400	2.15900
CB	13	6	FRIA	104.10	134.00	33.422	1117.790	489400	2.28400
CB	13	7	FRIA	134.00	145.80	13.681	1159.389	489400	2.36900
CB	13	8	FRIA	145.80	166.30	24.420	1191.200	489400	2.43400
CB	13	9	FRIA	166.30	201.60	43.967	1245.523	489400	2.54500
CB	13	10	FRIA	201.60	228.60	35.254	1305.719	489400	2.66800
CBD	14	1	FRIA	235.70	243.00	8.562	1172.925	434900	2.69700
CBD	14	2	FRIA	243.00	253.30	12.229	1187.277	434900	2.73000
CRA	15	1	FRIA	250.00	370.00	147.823	1231.854	434900	2.83250
CRB	16	1	FRIA	250.00	370.00	146.853	1223.774	432200	2.83150
RA	17	1	FRIA	354.70	385.00	40.853	1348.273	456500	2.95350

▪ Datos de la alimentación y productos obtenidos (HYSYS)

		ISTMO	MAYA	ALIMEN	GAS ATM
Fracción fase vapor		0.0000	0.0000	0.5995	0.0000
Temperatura	°C	20.00	20.00	370	28.00
Presión	kg/cm <sup>2</sup>	6.426	6.426	2.130	1.357
Flujo molar	kgmol/h	3153	2450	3889	894.3
Flujo másico	kg/h	468500	510400	867000	68590
Flujo volumétrico	BPD	82500	82500	140700	13960
Entalpía molar	kJ/kgmol	-338900	-466300	-285200	-175700
Entalpía másica	kJ/kg	-2281	2239	-1279	-2290
Entropía molar	kJ/kgmol°C	138.8	219.1	700.0	28.11
Entropía másica	kJ/kg°C	0.9340	1.052	3.140	0.3666
Flujo de calor	GJ/h	-1068	-1143	-1109	-157.1
Densidad molar	kgmol/m <sup>3</sup>	5.744	4.467	0.06734	9.617
Densidad másica	kg/m <sup>3</sup>	853.6	930.4	15.01	737.6
Cap. calorífica molar	kJ/kgmol-°C	290.4	378.1	656.9	160.9
Cap. calorífica másica	KJ/kg-°C	1.954	1.815	2.946	2.097
Conductividad térmica	W/m-k	0.1498	0.1534	-	0.1372
Viscosidad	Cp	11.93	57.13	-	0.9844
Tensión superficial	dina/cm	25.23	27.26	-	20.72
Calor específico	kJ/kgmol-°C	290.4	378.1	656.9	160.9
Flujo col act	m <sup>3</sup> /h	548.8	548.5	57750	92.99
Peso molecular		148.6	208.3	222.9	76.70
Factor Z		0.04501	0.05788	-	0.005526

		KEROSINA	TURBOSINA	GOLP	GOPP	RES ATM
Fracción fase vapor		0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Temperatura	°C	276.6	227.9	323.6	347.5	354.7
Presión	kg/cm <sup>2</sup>	11.19	7.469	10.35	8.683	1.603
Flujo molar	kgmol/h	596.0	536.5	602.7	429.9	1063
Flujo másico	kg/h	97100	68670	119300	113500	456500
Flujo volumétrico	BPD	16820	12310	20150	18420	68260
Entalpía molar	kJ/kgmol	-269600	-230300	-299600	-381600	-617200
Entalpía másica	kJ/kg	-1655	-1799	-1513	-1445	-1438
Entropía molar	kJ/kgmol°C	328.2	187.8	-486.4	741.3	1364
Entropía másica	kJ/kg°C	2.014	1.467	2.457	2.807	3.178
Flujo de calor	GJ/h	-160.7	-123.5	-180.6	-164.0	-656.3
Densidad molar	kgmol/m <sup>3</sup>	4.078	5.221	3.297	2.574	1.812
Densidad másica	kg/m <sup>3</sup>	664.4	668.4	652.8	679.6	777.7
Cap. calorífica molar	kJ/kgmol-°C	479.9	361.6	609.0	812.4	1273
Cap. calorífica másica	KJ/kg-°C	2.946	2.825	3.076	3.076	2.965
Conductividad térmica	W/m-k	0.1011	0.1106	0.09899	0.1045	0.1266
Viscosidad	Cp	0.1689	0.1976	0.1167	0.05913	1.013
Tensión superficial	dina/cm	10.61	11.57	9.586	11.09	14.66
Calor específico	kJ/kgmol-°C	479.9	361.6	609.0	812.4	1273
Flujo col act	m <sup>3</sup> /h	146.1	102.7	182.8	167.0	586.9
Peso molecular		162.9	128.0	198.0	264.1	429.2
Factor Z		0.005885	0.03368	0.06202	0.06412	0.01662

#### **APÉNDICE 4**

##### **Abreviaturas**

<b>BPD</b>	<b>Barriles por día</b>
<b>COx</b>	<b>Óxidos de carbono</b>
<b>CP</b>	<b>Capacidad calorífica</b>
<b>DFP</b>	<b>Diagrama de flujo de proceso</b>
<b>DOE</b>	<b>Departamento de energía de los EUA</b>
<b>EPA</b>	<b>Agencia de protección ambiental</b>
<b>GOLP</b>	<b>Gasóleo ligero primario</b>
<b>GOLV</b>	<b>Gasóleo ligero de vacío</b>
<b>GOPP</b>	<b>Gasóleo pesado primario</b>
<b>GOPV</b>	<b>Gasóleo pesado de vacío</b>
<b>NOx</b>	<b>Óxidos de nitrógeno</b>
<b>PST</b>	<b>Total de partículas suspendidas suspendidas en la corriente de gases</b>
<b>Psuc</b>	<b>Presión de succión</b>
<b>Pdes</b>	<b>Presión de descarga</b>
<b>Q</b>	<b>Carga térmica</b>
<b>RCS</b>	<b>Reducción catalítica selectiva</b>
<b>RCNS</b>	<b>Reducción catalítica no selectiva</b>
<b>RES ATM</b>	<b>Residuo atmosférico</b>
<b>RES VAC</b>	<b>Residuo de vacío</b>
<b>Te</b>	<b>Temperatura de entrada</b>
<b>Ts</b>	<b>Temperatura de salida</b>
<b>TBP</b>	<b>Temperatura real de ebullición</b>
<b>TFE</b>	<b>Temperatura final de ebullición</b>
<b>TIE</b>	<b>Temperatura inicial de ebullición</b>
<b>ΔT mín</b>	<b>Diferencia mínima permisible de temperaturas entre corrientes que has de intercambiar energía</b>